



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA
ENERGÍA – ENERGÍA Y MEDIO AMBIENTE

ESTUDIO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR Y MASA EN SISTEMAS DE
DESHIDRATACIÓN DE FRUTA

TESIS
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
DOCTOR EN INGENIERÍA

PRESENTA:
LAURA CAROLINA LARA GUZMÁN

TUTORES PRINCIPALES
DR. ELISEO MARTÍNEZ ESPINOSA, INSTITUTO DE INGENIERÍA
DR. MARTÍN SALINAS VÁZQUEZ, INSTITUTO DE INGENIERÍA

COMITÉ TUTOR
DRA. PATRICIA SEVERIANO PÉREZ, FACULTAD DE QUÍMICA
DR. GABRIEL LEÓN DE LOS SANTOS, FACULTAD DE INGENIERÍA
DR. IGNACIO CARVAJAL MARISCAL, SEPI ESIME ZACATENCO IPN

CIUDAD UNIVERSITARIA, CD.MX., ENERO 2023



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr. Salinas Vázquez Martín, Instituto de Ingeniería
Secretario: Dr. León De Los Santos Gabriel, Facultad de Ingeniería
1 er. Vocal: Dr. Martínez Espinosa Eliseo, Instituto de Ingeniería
2 do. Vocal: Dra. Severiano Pérez Patricia, Facultad de Química
3 er. Vocal: Dr. Carvajal Mariscal Ignacio, IPN

Lugar o lugares donde se realizó la tesis: Instituto de Ingeniería, UNAM

TUTOR DE TESIS:

Dr. Eliseo Martínez Espinosa



FIRMA

COTUTOR DE TESIS:

Dr. Martín Salinas Vázquez



FIRMA

AGRADECIMIENTOS

A Dios, por su infinita sabiduría, por traerme hasta aquí.

A mi madre, gracias por tu cariño, tus consejos, por tu paciencia por tu ejemplo de trabajo y constancia, por darme el impulso necesario para continuar, por estar conmigo.

A mi hermana, gracias por tu cariño, tus palabras de aliento, y por mostrarme un camino para aprender a enfrentar los desafíos de la vida.

A David, gracias por tu paciencia, por tu compañía y todo tu apoyo.

Al Dr. Martin Salinas por todas sus enseñanzas, por su guía, la confianza y el apoyo para desarrollar este trabajo.

Al Dr. Eliseo Martínez por su apoyo en la realización de este trabajo.

A la Dra. Patricia Severiano por sus consejos, su motivación, su guía en la parte experimental y el préstamo de las instalaciones del Laboratorio de Evaluación Sensorial de la Facultad de Química para realizar las pruebas experimentales.

A los miembros del Comité Tutor: Dra. Patricia Severiano, Dr. Ignacio Carvajal y Dr. Gabriel León por el seguimiento que le dieron a este proyecto semestre a semestre y por enriquecer este trabajo con sus comentarios.

A la Dra. Isadora Martínez y a su equipo de trabajo por su apoyo en las pruebas experimentales.

A la Universidad Nacional Autónoma de México UNAM y al Posgrado de Ingeniería de la UNAM por darme la oportunidad de realizar mis estudios de doctorado.

Al proyecto DGAPA-PAPIIT TA100117 y al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) por el apoyo económico brindado durante la realización de esta investigación.

Al Instituto de Ingeniería de la UNAM (IINGEN) por permitir el uso de las instalaciones para llevar a cabo este trabajo. Asimismo, a Fernando Maldonado, encargado del Clúster Tonatiuh, donde se realizó el cálculo numérico, y a su equipo ASUL.

Al laboratorio de Ingeniería de Proceso del Instituto de Ciencias Aplicadas y Tecnología (ICAT) por el préstamo de equipos de medición.

Gracias a cada persona que tuve la oportunidad de conocer durante esta etapa y me brindaron su amistad y su apoyo en los momentos buenos y los complicados.

ÍNDICE

RESUMEN	I
OBJETIVO GENERAL	II
OBJETIVOS PARTICULARES	II
CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN 1	
1.1 CONCEPTOS UTILIZADOS EN LAS OPERACIONES DE SECADO	1
1.2 TRANSPORTE DE CALOR Y MASA DURANTE EL SECADO	3
1.3 CURVA DE SECADO	4
1.4 TIPOS DE SECADORES	6
1.5 ENFOQUES DE ESTUDIO DEL PROCESO DE SECADO	8
1.5.1 <i>Enfoque numérico (Modelos no conjugados y conjugados)</i>	9
1.6 TRANSPORTE DE CALOR EN ARREGLOS DE OBJETOS	12
1.7 FLUJO TURBULENTO	13
1.7.1 <i>Características del flujo alrededor de un cuerpo</i>	15
CAPÍTULO 2. ECUACIONES DE GOBIERNO 16	
2.1 MODELADO DEL FLUJO EXTERNO	16
2.2 SIMULACIÓN DE GRANDES ESCALAS (LES)	18
2.3 MODELADO DE LOS CAMPOS DE TEMPERATURA Y HUMEDAD AL INTERIOR DEL SÓLIDO ...	20
2.4 ECUACIONES EN COORDENADAS GENERALIZADAS	21
2.5 ESQUEMA NUMÉRICO	22
2.6 MÉTODO DE FRONTERAS INMERSAS	23
2.7 PROCEDIMIENTO PARA ACOPLAR LOS RESULTADOS DEL DOMINIO COMPUTACIONAL DEL SÓLIDO AL DOMINIO COMPUTACIONAL AIRE-SÓLIDO.	24
2.8 CONDICIONES INICIALES Y DE FRONTERA	26
2.8.1 <i>Condiciones iniciales y de frontera en la validación</i>	26
2.8.2 <i>Condiciones iniciales y de frontera en el proceso de secado</i>	26
CAPÍTULO 3. VALIDACIÓN 30	
3.1 PERFILES DE VELOCIDAD Y COEFICIENTES DE ARRASTRE	30
3.3 PERFIL DE TEMPERATURA	34
CAPÍTULO 4. RESULTADOS 36	
4.1 CASO A	36
4.1.1 <i>Dominio computacional</i>	36
4.1.2 <i>Hidrodinámica</i>	38
4.1.2.1 <i>Líneas de trayectoria</i>	38
4.1.2.2 <i>Velocidad promedio</i>	39
4.1.2.3 <i>Energía cinética turbulenta</i>	42
4.1.2.4 <i>Fluctuaciones de velocidad</i>	43
4.1.3 <i>Transferencia de calor transitoria</i>	45
4.4 <i>Transferencia de masa</i>	54

4.2 CASO B.....	59
4.2.1 <i>Dominio computacional</i>	59
4.2.2 <i>Hidrodinámica</i>	60
4.2.2.1 Líneas de trayectoria.....	60
4.2.2.2 Energía cinética turbulenta.....	61
4.2.3 <i>Transferencia de calor</i>	62
4.2.4 <i>Transferencia de masa</i>	65
CONCLUSIONES	68
TRABAJO FUTURO	71
EXPERIMENTO.....	71
<i>Pruebas de secado</i>	72
APÉNDICE A. PARTICIPACIONES EN CONGRESOS Y EXTENSOS	76
APÉNDICE B. ARTÍCULO PUBLICADO	92
BIBLIOGRAFÍA	112

Índice de figuras

FIGURA 1.1 TRANSFERENCIA DE CALOR Y MASA EN UNA REBANADA DE ALIMENTO DURANTE SECADO POR AIRE CALIENTE.	3
FIGURA 1.2 CURVA DE SECADO. IMAGEN ADAPTADA DE (BARBOSA-CÁNOVAS, G. ANTHONY <i>ET AL.</i> , 2007). .	5
FIGURA 1.3 CLASIFICACIÓN DE TIPOS DE SECADORES. FUENTE: (MCMINN AND MAGEE, 1999).	7
FIGURA 1.4. SECADOR DE BANDEJAS. FUENTE: (GEANKOPOLIS, 2006).	8
FIGURA 1.5. ISOTERMAS DE SORCIÓN OBTENIDAS CON LAS ECUACIONES GAB, HALSEY Y OSWIN COMPARADAS CON DATOS EXPERIMENTALES DE LOS TRABAJOS DE A) (KAYMAK-ERTEKIN AND GEDIK, 2004) PARA MANZANA, SECADA A 45°C B) DE (KIRANOUDIS, 1993) PARA PAPA SECADA A 45°C.	9
FIGURA 1.6 CARACTERÍSTICAS DEL FLUJO ALREDEDOR DE UN CUBOIDE: 1 ZONA DE ESTANCAMIENTO; 2 FLUJO LIBRE; 3 ZONA DE ALTA ACTIVIDAD TURBULENTO; 4 ZONA DE RECIRCULACIÓN; 5 ZONA DE SEPARACIÓN DE LA CAPA LÍMITE.	15
FIGURA 2.1 MÉTODO DE FRONTERAS INMERSAS, [o] NODOS DEL FLUIDO $\partial x=1$ Y [●] NODOS QUE CORRESPONDEN AL SÓLIDO $\partial x=0$	24
FIGURA 2.2. PROCESO NUMÉRICO PARA INTEGRAR LOS RESULTADOS DE LOS DOMINIOS COMPUTACIONALES G_0 Y G_1 , A) DIAGRAMA DE TODA LA METODOLOGÍA B) ESQUEMA DE LOS PASOS 2 A 5 DONDE SE MUESTRA LA DIFERENCIA ENTRE G_0 Y G_1	25
FIGURA 2.3. SECCIÓN DEL ARREGLO EN LÍNEA DE REBANADAS, UBICADO LEJOS DE LAS PAREDES. LAS CONDICIONES PERIÓDICAS FUERON APLICADAS EN LAS DIRECCIONES “X”, “Y”, “Z”.	26
FIGURA 2.4. SECCIÓN DEL ARREGLO EN LÍNEA DE REBANADAS A LA ENTRADA DE LA CÁMARA DE SECADO. LAS CONDICIONES PERIÓDICAS SE APLICARON EN LOS EJES “Y”, “Z”.	27
FIGURA 3.1 A) DOMINIO UTILIZADO PARA LA VALIDACIÓN CUBO Y TUBO; B) MALLA COMPUTACIONAL REFINADA CON LA FUNCIÓN TANGENTE HIPERBÓLICA UTILIZADA EN AMBOS CASOS (VISTA EN 2D).	31
FIGURA 3.2. PERFILES DE VELOCIDAD PROMEDIO E INSTANTÁNEA, COMPARACIÓN DE VALORES NUMÉRICOS Y EXPERIMENTALES EN DIFERENTES PUNTOS ALREDEDOR DEL CUERPO: A) $X/L=-0.5$ AND B) $X/L=-0.25$	32
FIGURA 3.3. PERFILES DE VELOCIDAD PROMEDIO E INSTANTÁNEA, COMPARACIÓN DE VALORES NUMÉRICOS Y EXPERIMENTALES EN DIFERENTES PUNTOS DETRÁS DEL CUERPO: A) $X/L=0.5$ AND B) $X/L=1.5$	33
FIGURA 3.4. VARIACIÓN DEL COEFICIENTE DE ARRASTRE (CD) CON LOS NÚMEROS DE REYNOLDS.	34
FIGURA 3.5 PERFIL DE TEMPERATURA AL INTERIOR DEL ALIMENTO SÓLIDO.	35
FIGURA 4.1. A) DIAGRAMA ESQUEMÁTICO EN DOS DIMENSIONES DE UN ARREGLO DE VEGETALES DENTRO DE UNA CÁMARA DE SECADO DE BANDEJAS; B) DOMINIO COMPUTACIONAL.	37
FIGURA 4.2. LÍNEAS DE TRAYECTORIA PROMEDIO DE LOS CASOS 1P-12P TOMADAS EN MEDIO DEL PLANO X-Y.	39
FIGURA 4.3. CONTORNOS DE VELOCIDAD PROMEDIO EN LA DIRECCIÓN X DE LOS CASOS 1P-12P TOMADAS EN MEDIO DEL PLANO X-Y.	40
FIGURA 4.4. CONTORNOS DE VELOCIDAD PROMEDIO EN LA DIRECCIÓN Y DE LOS CASOS 1P-12P TOMADAS EN MEDIO DEL PLANO X-Y.	41
FIGURA 4.5. CONTORNOS DE VELOCIDAD PROMEDIO EN LA DIRECCIÓN Z DE LOS CASOS 1P-12P TOMADAS EN MEDIO DEL PLANO X-Y.	42

FIGURA 4.6. CONTORNOS DE ENERGÍA CINÉTICA TURBULENTA TOMADOS EN MEDIO DEL PLANO X-Y.	43
FIGURA 4.7. CONTORNOS U'_{RMS} DE LOS CASOS 1P-12P TOMADOS EN MEDIO DEL PLANO X-Y.	44
FIGURA 4.8. CONTORNOS V'_{RMS} DE LOS CASOS 1P-12P TOMADOS EN MEDIO DEL PLANO X-Y.	45
FIGURA 4.9. DIFERENCIAS DE TEMPERATURAS TRANSITORIAS ENTRE EL AIRE Y EL CUERPO SÓLIDO (VEGETAL) A LO LARGO DEL TIEMPO.	47
FIGURA 4.10. GRÁFICAS DEL INCREMENTO DE LA TEMPERATURA PROMEDIO EN LAS SUPERFICIES DEL SÓLIDO A LO LARGO DEL TIEMPO EN LOS DOCE CASOS SIMULADOS.	49
FIGURA 4.11. GRÁFICAS DE LA UNIFORMIDAD DE LA TEMPERATURA EN LAS SUPERFICIES DEL SÓLIDO (VEGETAL).	50
FIGURA 4.12. CONTORNOS DE TEMPERATURA TOMADOS EN EL PLANO X-Y EN MEDIO DEL SÓLIDO EN TRES DIFERENTES TIEMPOS ADIMENSIONALES: 12, 24 Y 30.	53
FIGURA 4.13. CONTORNOS DE TEMPERATURA EN EL PLANO Y-Z DE LAS CARAS FRONTAL Y TRASERA DEL SÓLIDO DE LOS CASOS 1P Y 12P A 30 TIEMPOS ADIMENSIONALES.	54
FIGURA 4.14. CONTORNOS DE CONCENTRACIÓN DE MASA TOMADOS EN EL PLANO X-Y EN MEDIO DEL SÓLIDO EN DOS TIEMPOS ADIMENSIONALES: 12 Y 30.	55
FIGURA 4.15. TASA DE CONCENTRACIÓN DE MASA PROMEDIO DENTRO DEL SÓLIDO (ALIMENTO).	57
FIGURA 4.16. GRÁFICAS DE LA PÉRDIDA DE CONCENTRACIÓN DE HUMEDAD PROMEDIO EN LAS SUPERFICIES DEL SÓLIDO A LO LARGO DEL TIEMPO.	58
FIGURA 4.17. A) DOMINIO COMPUTACIONAL DEL ARREGLO EN LÍNEA DE ALIMENTOS SÓLIDOS; B) VISTA EN 2D DEL DOMINIO EN EL PLANO X-Y.	59
FIGURA 4.18. LÍNEAS DE TRAYECTORIA DE LOS CASOS 1T Y 2T. VISTA DESDE EL CENTRO DEL PLANO X-Y. ...	61
FIGURA 4.19. CONTORNOS DE ENERGÍA CINÉTICA TURBULENTA EN EL PLANO X-Y.	61
FIGURA 4.20. CONTORNOS DE TEMPERATURA AL INTERIOR DEL ALIMENTO (CASO 1T), TOMADOS A MITAD DEL PLANO X-Y.	62
FIGURA 4.21. CONTORNOS DE TEMPERATURA AL INTERIOR DEL ALIMENTO (CASO 2T), TOMADOS A MITAD DEL PLANO X-Y.	62
FIGURA 4.22. GRÁFICAS DE EVOLUCIÓN DE LA TEMPERATURA DENTRO DEL ALIMENTO SÓLIDO DURANTE EL PROCESO DE SECADO A) CASO 1T; B) CASO 2T.	63
FIGURA 4.23. CONTORNOS DE CONCENTRACIÓN DE LAS REBANADAS DEL CASO 1T EN 6 Y 30 TIEMPOS ADIMENSIONALES, TOMADAS EN EL PLANO X-Y.	66
FIGURA 4.24. CONTORNOS DE CONCENTRACIÓN DE LAS REBANADAS DEL CASO 2T, A 6 Y 30 TIEMPOS ADIMENSIONALES, TOMADAS EN EL PLANO X-Y.	67
FIGURA 1. MONTAJE DEL EQUIPO UTILIZADO PARA HACER LAS PRUEBAS DE SECADO.	72
FIGURA 2. UBICACIÓN DE LOS TERMOPARES DENTRO DE LA PAPA.	73
FIGURA 3. GRÁFICAS DEL INCREMENTO DE LA TEMPERATURA AL INTERIOR DE LA PAPA OBTENIDAS EXPERIMENTALMENTE.	74

RESUMEN

En este trabajo se desarrollaron simulaciones numéricas en tres dimensiones, en las que se analizó el efecto del espacio entre rebanadas en la transferencia de calor y masa en un arreglo en línea de vegetales en forma de cuboides durante el proceso de secado convectivo con aire caliente en un secador tipo charolas. El flujo de aire alrededor del vegetal sólido se consideró turbulento y se modeló mediante la técnica: Simulación de Grandes Escalas. Asimismo, el acoplamiento entre las fases aire y sólido se realizó mediante un modelo conjugado. La parte hidrodinámica del código numérico se validó con dos casos experimentales acerca de un flujo alrededor de un cubo y un cilindro cuadrado, respectivamente. El estudio fue dividido en dos casos principales A y B.

En el caso A se consideró una fracción del arreglo en la que los cuboides están ubicados en el centro de la cámara de secado, donde el flujo adquiere un comportamiento periódico. Se simularon doce casos con distintos espaciamientos en las tres direcciones Cartesianas. Los resultados mostraron que la transferencia de calor en las caras frontal y trasera del sólido fue más uniforme conforme la distancia longitudinal entre cuerpos aumentó. Además, se observó que el incremento de la distancia transversal disminuye la energía cinética turbulenta del flujo y se produce una transferencia de calor y masa más uniforme en las seis caras del alimento sólido.

En el caso B, el arreglo se encuentra a la entrada cámara de secado, donde el flujo se comienza a desarrollar. Se simularon dos casos de acuerdo con los mejores resultados obtenidos en el caso A. En ambos casos la distancia longitudinal adimensional entre sólidos fue de 2.0, mientras la separación vertical y transversal fue de 0.5 en el primer caso y de 1.5 en el segundo caso. Las simulaciones mostraron que cuando la separación vertical/transversal es pequeña (0.5), el efecto de bloqueo incrementa la turbulencia alrededor de los cuerpos sólidos, sin embargo, la transferencia de calor y masa es menor que en el segundo caso, donde la turbulencia y las velocidades alrededor de los cuerpos son bajas y permiten que el aire caliente tenga mayor interacción con los alimentos.

OBJETIVO GENERAL

Estudiar numéricamente los fenómenos de transferencia de calor y masa que se llevan a cabo al interior de un secador de bandejas durante el proceso de secado con el fin de evaluar el efecto de la separación entre alimentos sólidos (vegetales en forma de cuboides) para establecer una propuesta que mejore la uniformidad de secado.

OBJETIVOS PARTICULARES

- Desarrollar un modelo numérico que permita representar los mecanismos de transferencia de calor y masa entre aire-alimento sólido dentro de un secador de tipo charolas.
- Validar el código numérico desarrollado.
- Llevar a cabo simulaciones numéricas variando el espaciamiento entre rebanadas en las tres direcciones Cartesianas.
- Analizar el efecto del espaciamiento tanto en el desarrollo del flujo y en la transferencia de calor y masa.
- Determinar las distancias entre vegetales sólidos que contribuyen a mejorar la uniformidad del secado.

Capítulo 1. INTRODUCCIÓN

El secado o deshidratación de alimentos, se usa como técnica de preservación ya que, los microorganismos que provocan la descomposición de los alimentos no pueden crecer ni multiplicarse en ausencia de agua (Geankopolis, 2006). Además, el secado de alimentos es requerido por otras razones como: reducción del volumen, fácil manejo y transportación, almacenamiento y extensión de la vida de anaquel. Teóricamente, el secado se define como la remoción de agua de un material debido a la transferencia simultánea de calor y masa que ocurre durante un calentamiento que se lleva a cabo bajo condiciones controladas de temperatura, humedad y flujo de aire (Barbosa-Cánovas, G. Anthony *et al.*, 2007) (Okos 1992, Barbosa-Cánovas y Vega-Mercado).

1.1 Conceptos utilizados en las operaciones de secado

- *Temperatura de bulbo húmedo.* Temperatura que alcanza una pequeña cantidad de líquido que se evapora dentro de una gran cantidad de mezcla vapor-gas no saturada. Es medida con una sonda de temperatura húmeda (por ejemplo, un termómetro cubierto con un trapo húmedo) inmersa en una mezcla de vapor-aire.
- *Temperatura de bulbo seco.* Temperatura que se mide directamente utilizando un termómetro de mercurio estándar (Ahmed, 2011).
- *Humedad absoluta (Y_a).* Contenido de humedad en el aire, se puede expresar como el radio de la masa de vapor de agua (m_{agua}) en un volumen de aire respecto a la masa de aire seco (m_{aire}) en el mismo volumen.

$$Y_a = \frac{m_{agua}}{m_{aire}} = 0.622 \frac{p_{agua}}{p_{aire}} \quad (\text{kg}_{\text{vapor de agua}}/\text{kg}_{\text{aire seco}})$$

El número 0.622 se deriva de la aplicación de la ley de gas ideal y el radio de peso molecular del agua (18.01 g/mol) y el aire (28.96 g/mol).

- *Humedad relativa (ϕ).* Cantidad de humedad que el aire contiene (m_v) respecto a la cantidad máxima de humedad que el aire puede contener a la misma

temperatura (m_g) $\phi = m_v/m_g$. Esta cantidad también se puede expresar como una relación entre la presión parcial de vapor (p_w) y la presión de saturación (p_{w0}) a la misma temperatura.

- *Humedad Relativa de Equilibrio*. Cuando un alimento es colocado en un recinto cerrado y el aire seco es puesto en contacto con el alimento, el equilibrio entre el aire y el alimento eventualmente es alcanzado. Después de un periodo, el aire alrededor de la superficie del alimento alcanza una humedad relativa constante, designada como humedad relativa de equilibrio.
- *Humedad ligada*. Cantidad de agua unida al alimento que presenta propiedades diferentes a las del agua libre por lo que es más difícil de remover. Se mantiene unida por interacciones agua-alimento en las capas internas del sólido (McMinn and Magee, 1999).
- *Humedad libre*. Agua que excede el contenido de humedad de equilibrio, en otras palabras, agua que es removida en la primera etapa del proceso de secado debido a su disponibilidad en la superficie del alimento. De acuerdo con (McMinn and Magee, 1999) sus propiedades son muy similares a las del agua en estado líquido.
- *Contenido de humedad*. Es la cantidad de agua que contiene un alimento. Generalmente se determina por la pérdida de peso después del proceso de secado.
- *Contenido de humedad de equilibrio*. Es el contenido de humedad a la cual el material a secar no gana ni pierde humedad; sin embargo, es un equilibrio dinámico y cambia con la humedad relativa y la temperatura (Ahmed, 2011).
- *Actividad de agua (a_w)*. Medida de la cantidad de agua “libre” o “no ligada” presente en una muestra de alimento, esta agua está disponible para el crecimiento de microorganismos. Por lo tanto, este parámetro es importante en relación con la seguridad alimentaria debido a que los microorganismos no crecen debajo de cierto nivel de a_w . De acuerdo con el reporte elaborado por (Safefood 360, 2014) los valores de a_w mínimos para el crecimiento de

microorganismos específicos en alimentos son: 0.9, 0.88 y 0.8 inhiben el crecimiento de las bacterias, levaduras y hongos más patógenas, respectivamente, 0.75 impide el deterioro por bacterias halófilas y 0.61 inhibe el crecimiento de hongos xerófilos y levaduras osmóticas.

Por otra parte, cuantitativamente, a_w se puede expresar como la presión de agua dentro del material dividida entre la presión del agua pura (a la misma temperatura y presión externas) $a_w = p_{food}/p_0$ (Barbosa-Cánovas, G. Anthony *et al.*, 2007).

1.2 Transporte de calor y masa durante el secado

El secado o deshidratación involucra la aplicación de calor para evaporar la humedad. Por lo tanto, es una operación combinada y simultánea de transferencia de calor y masa para la cual se debe suministrar energía. En el secado por convección de aire, se utiliza aire caliente y seco el cual proporciona el calor necesario para la evaporación y remoción de vapor de agua desde la superficie del alimento (figura 1.1).

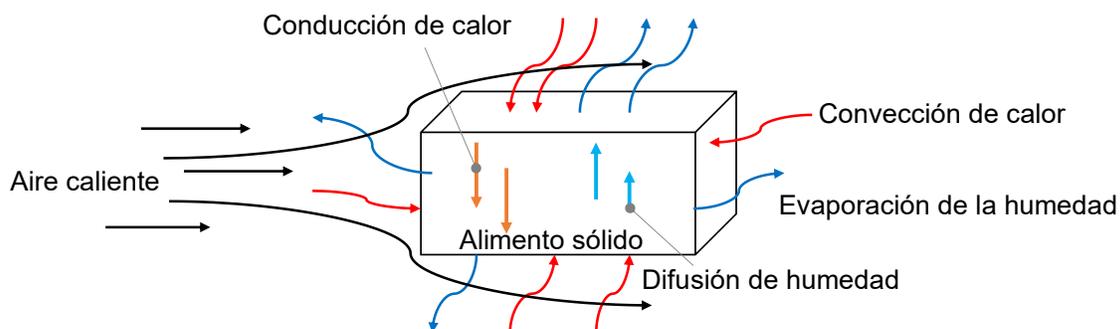


Figura. 1.1 Transferencia de calor y masa en una rebanada de alimento durante secado por aire caliente.

Dos aspectos importantes de la transferencia de masa son: la transferencia de agua hacia la superficie del material que es secado y la evaporación que es controlada por la difusión de vapor desde la superficie del sólido a los alrededores a través de una delgada capa de aire en contacto con la superficie (interfase) (Mujumdar, 2007). La transferencia de masa se puede representar por medio de la ley de Fick de difusión, que afirma que la razón de difusión de una especie

química en el espacio de una mezcla gaseosa (o de una solución líquida o sólida) es proporcional al gradiente de concentración de esa especie en ese lugar. (Cengel, 2011).

Respecto a la transferencia de calor, la energía térmica es transferida por medio de la fuerza impulsora que provee la diferencia de temperatura entre el aire y la superficie del sólido. Conforme el secado avanza, la transferencia de calor cambia, es decir, el alimento comienza a perder humedad en las capas superficiales y la conducción toma lugar a través de esas capas de superficie secas las cuales son bajos conductores de calor por lo que la transferencia de calor hacia el interior del alimento es progresivamente más lenta (Ahmed, 2011). Al acoplamiento de procesos de transferencia de calor anteriormente descritos se le conoce como transferencia de calor conjugada, es decir, cuando se tiene la presencia de un sólido que recibe calor y se encuentra inmerso en un flujo, la conducción de calor en el sólido es acoplada con la transferencia de calor por convección del aire en la superficie del sólido. Este acoplamiento es conocido como transferencia de calor conjugada (Joshi and Nakayama, 2003; Cengel, 2011).

1.3 Curva de secado

Los factores que afectan los mecanismos de transferencia de calor y masa se pueden dividir en dos grupos: 1) condiciones externas, las cuales están ligadas a las características del aire (temperatura, humedad relativa y velocidad) y 2) condiciones internas, relacionadas con las características físicas del material a secar (porosidad, calor específico, difusividad de masa y conductividad térmica). En una operación de secado, cualquiera de las condiciones anteriores puede ser el factor que limite o controle la velocidad de secado, sin embargo ambas proceden simultáneamente a través del ciclo de secado (Mujumdar, 2007). Según las condiciones que predominen durante el proceso, este ciclo atraviesa principalmente dos periodos: constante y decreciente, los cuales se describen a continuación.

En la figura 1.2, se observa que la remoción de humedad de un alimento sigue una serie de velocidades de secado. En la etapa inicial (A-B), cuando el alimento

es colocado en el secador, hay un periodo corto en el que la muestra se calienta hasta alcanzar la temperatura de bulbo húmedo. Entonces comienza la etapa de secado constante. El periodo de secado constante (B-C) se define como la fase de secado durante la cual la evaporación desde la superficie del alimento y no la difusión interna, es la velocidad que controla el mecanismo de secado. Este periodo se mantiene mientras el agua evaporada sea inmediatamente reemplazada por el agua transportada desde el interior a la superficie por difusión.

Por otra parte, cuando el suministro de agua a la superficie cae debajo de la velocidad de evaporación, el contenido de humedad en la superficie comienza a disminuir rápidamente. Desde este momento, el transporte interno se convierte en la velocidad que controla el proceso de secado y comienza el periodo de secado decreciente (C-D). En esta última etapa le toma más tiempo a la humedad interna moverse hacia la superficie, y la evaporación de la humedad no es constante en el tiempo. Como resultado, la tasa de secado disminuirá y una parte del calor del aire de secado calienta el material. Es importante notar que puede haber más de un periodo de secado decreciente debido a los cambios estructurales del alimento durante el secado. El contenido de humedad límite que alcanza el alimento sólido en esta etapa es conocido como *contenido de humedad de equilibrio*.

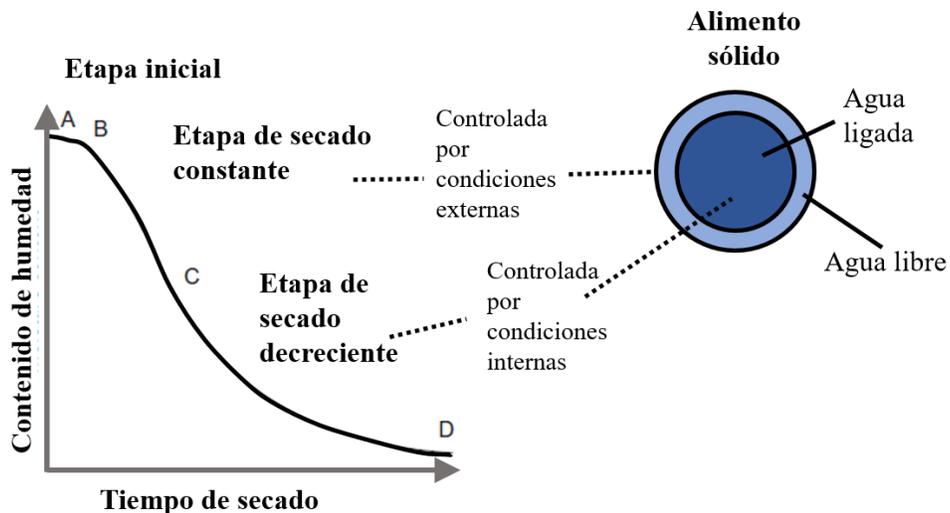


Figura 1.2 Curva de secado. Imagen adaptada de (Barbosa-Cánovas, G. Anthony *et al.*, 2007).

Es necesario tener en cuenta la importancia de controlar el tiempo de secado ya que de acuerdo con (Crapiste, Whitaker and Rotstein, 1988; Ratti, 1994; Mayor and Sereno, 2004), las rápidas tasas de secado provocan intensos gradientes de humedad en el alimento, el bajo contenido de humedad de la superficie externa puede inducir a una transición de suave a vítrea y la formación de una costra porosa al exterior del alimento. Esta costra fija el volumen y complica el subsecuente encogimiento del todavía alimento suave que se encuentra al interior. En cambio, si se utilizan bajas tasas de secado, la difusión del agua del interior al exterior del material ocurre a la misma tasa de evaporación desde la superficie hacia la interfase.

1.4 Tipos de secadores

Dentro de la industria del procesamiento de alimentos, la diversidad de productos ha introducido numerosos métodos de secado para remover la humedad a partir de una amplia variedad de sistemas. Los procesos y equipos de secado pueden categorizarse de acuerdo con muchos criterios, incluyendo: la naturaleza del material a secar (composición, tamaño, forma, etc.), la fuente de suministro de calor (combustibles fósiles, radiación electromagnética, bomba de calor, campo eléctrico), la forma de transferencia de calor (convección, conducción, radiación, energía electromagnética, calentamiento óhmico). Por ejemplo, (McMinn and Magee, 1999) presenta una clasificación establecida en base de las condiciones físicas de suministro de calor y remoción de vapor de agua (ver figura 1.3).

Capítulo 1. INTRODUCCIÓN

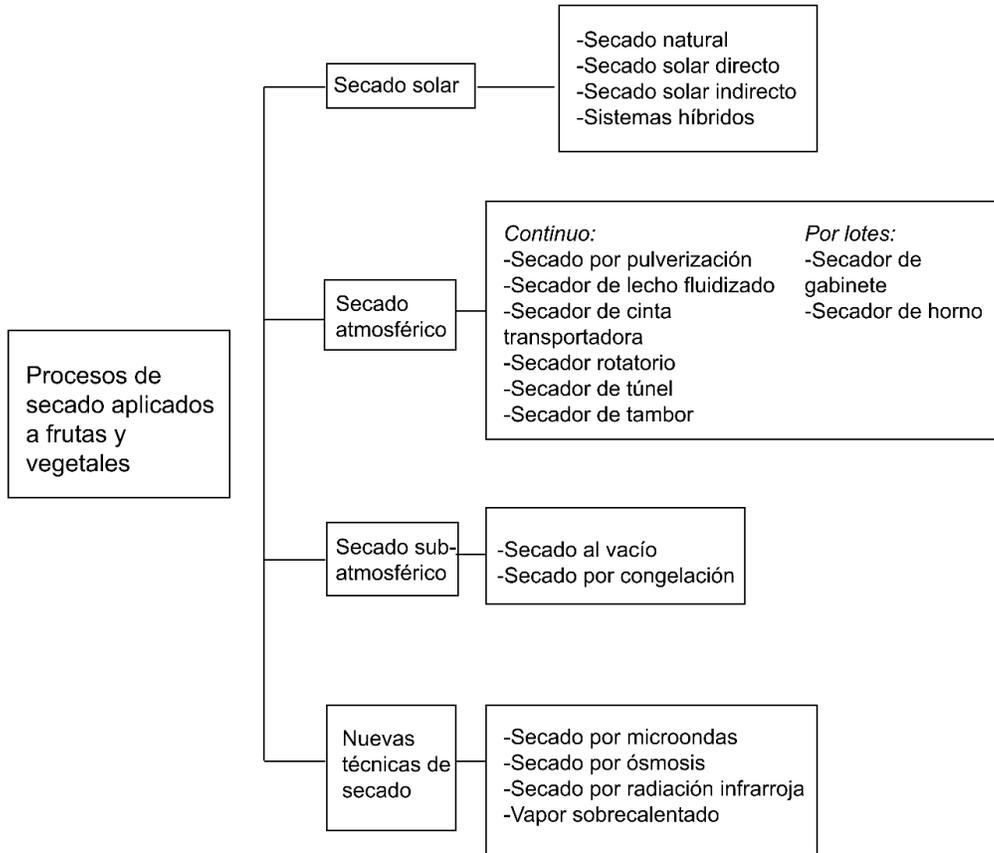


Figura 1.3 Clasificación de tipos de secadores. Fuente: (McMinn and Magee, 1999).

La selección y diseño de un sistema de secado para un material en particular está determinado por el objetivo de alcanzar una combinación favorable de la calidad del producto y la economía del proceso. Sin embargo, a pesar de las numerosas técnicas de secado disponibles comercialmente, actualmente, la mayoría de las frutas y vegetales deshidratados se producen por el método de secado por aire caliente (Zhang *et al.*, 2022), ya que se considera que esta técnica es la más simple y económica (McMinn and Magee, 1999). Los secadores generalmente utilizados para el secado de piezas de frutas y vegetales son de gabinete, de horno, de túnel y de banda transportadora. Entre ellos, los secadores de gabinete y de horno son operados por lotes y el de banda transportadora y de túnel son continuos. En un secador de gabinete las piezas de alimento son colocadas en bandejas dentro de un estante donde es secado por medio de una corriente de aire caliente circulante (Mujumdar, 2007) (ver figura 1.4).

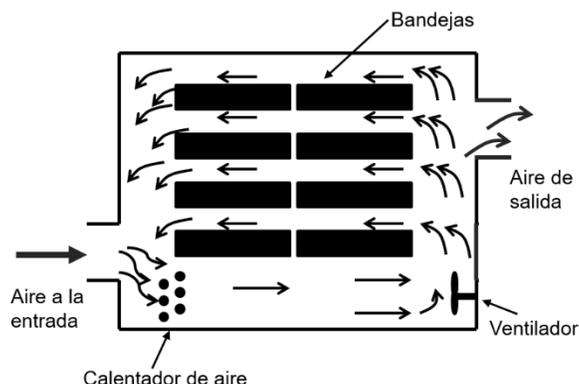


Figura 1.4. Secador de bandejas. Fuente: (Geankopolis, 2006).

De acuerdo con (Holdsworth, 1971) en el secado por aire caliente existen cuatro factores principales afectan la tasa y el tiempo total de secado: propiedades físicas del alimento, especialmente tamaño y geometría; el arreglo geométrico en relación al aire (flujo cruzado, flujo directo, etc.); propiedades físicas del aire (temperatura, humedad relativa, velocidad) así como diseño y características del equipo de secado.

1.5 Enfoques de estudio del proceso de secado

Existen varios métodos para evaluar el proceso de secado. En el enfoque experimental, la determinación del grado de agua ligada en el alimento puede ser interpretada gráficamente en base de la relación de equilibrio entre el contenido de humedad y la actividad del agua mediante una isoterma de sorción de humedad (Figura 1.5). En esencia, las isotermas de sorción expresan el mínimo valor de contenido de humedad que puede alcanzar un sólido durante el secado en relación con la humedad relativa del aire de secado. De acuerdo con (Barbosa-Cánovas, G. Anthony *et al.*, 2007; Staudt *et al.*, 2013) los modelos más utilizados para ajustar datos experimentales de sorción de humedad se clasifican en tres categorías: empíricos, semi-empíricos y teóricos. Entre los modelos empíricos se encuentran Oswin (Oswin, 1946), Hasley (Halsey, 1948), Henderson (Henderson, 1952). Estos modelos representan el fenómeno para explicar los datos experimentales, pero no proporcionan una descripción física del proceso. Por otra parte, las ecuaciones de The Brunauer-Emmet-Teller (BET) (Brunauer, Emmett

and Teller, 1938), y GAB (Van der Berg and Bruin, 1981) son modelos teóricos que tienen como base la teoría de adsorción.

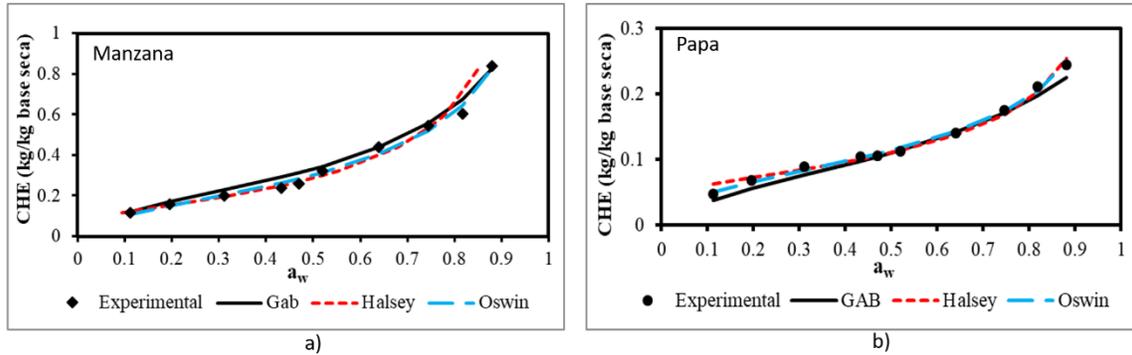


Figura 1.5. Isothermas de sorción obtenidas con las ecuaciones GAB, Halsey y Oswin comparadas con datos experimentales de los trabajos de a) (Kaymak-Ertekin and Gedik, 2004) para manzana, secada a 45°C b) de (Kiranoudis, 1993) para papa secada a 45°C.

1.5.1 Enfoque numérico (Modelos no conjugados y conjugados)

Los modelos matemáticos y las herramientas de simulación computacional son alternativas efectivas a las prácticas experimentales. Entre las principales ventajas están: los flujos de calor y masa que se pueden cuantificar a través del espacio y el tiempo, y la sensibilidad a los cambios en condiciones de operación que puede ser fácilmente detectada sin problemas de reproducibilidad, los cuales están presentes en los métodos experimentales. Sin embargo, los experimentos son esenciales para desarrollar modelos matemáticos que describen el fenómeno físico de transferencia de calor y masa y para validar los resultados numéricos (Ramachandran *et al.*, 2018).

Las simulaciones numéricas pueden representar una excelente comprensión del fenómeno de transporte durante la operación de secado y mejorar el control del proceso conduciendo a la optimización del secado y la mejora de la calidad del alimento (Jamaledine and Ray, 2010; Malekjani and Jafari, 2018). En general, los modelos matemáticos utilizados en las simulaciones numéricas consisten en ecuaciones diferenciales parciales que modelan el transporte de calor, masa y cantidad de movimiento entre las fases aire y sólido. Usualmente, la transferencia de calor en alimentos sólidos es modelada utilizando la ley de Fourier, mientras

que la transferencia de masa es descrita por la ley de Fick de difusión (Lemus-Mondaca, Vega-Gálvez and Moraga, 2011). Además, las ecuaciones de continuidad, de Navier-Stokes, energía y la ecuación de transporte de especies son utilizadas para modelar el flujo de aire. Desde este enfoque se pueden distinguir los modelos: no-conjugados y conjugados.

En los modelos no-conjugados, el fenómeno de transporte sólo es resuelto en el dominio sólido y la transferencia de cantidad de movimiento solo es utilizada para determinar perfiles de velocidad y coeficientes convectivos (Castro, Mayorga and Moreno, 2018). Los coeficientes de transferencia de calor y masa son necesarios para tomar en cuenta el intercambio de calor y masa entre el producto y el aire de secado en la interfase. En la mayoría de los casos, el coeficiente convectivo de calor es determinado a partir del campo de temperatura del aire por medio de un balance entre la transferencia de calor conductiva y convectiva en la capa límite térmica; mientras, el coeficiente de transferencia de masa es calculado utilizando la analogía entre la capa límite térmica y de concentración (Kaya, Aydin and Dincer, 2006; Ateeque *et al.*, 2014; Tzempelikos *et al.*, 2015; Chandramohan, 2016b). Desde este enfoque no-conjugado se han llevado a cabo simulaciones numéricas en dos dimensiones considerando un flujo laminar con diferentes alimentos y asumiendo que el transporte interno de calor y masa ocurre sólo por difusión. Por ejemplo, (Kaya, Aydin and Dincer, 2006, 2007) obtuvieron la variación de coeficientes convectivos alrededor de una pieza circular de brócoli y un objeto rectangular, respectivamente, y (Hussain and Dincer, 2003) obtuvieron la distribución de temperatura y humedad de una pieza de manzana en forma rectangular. Asimismo, en los trabajos (Chandra Mohan and Talukdar, 2010; Chandramohan, 2016b) se estudió el secado convectivo de una rebanada de papa en flujo laminar mediante una simulación numérica en tres dimensiones en la que determinaron la distribución espacial de los coeficientes convectivos en las seis superficies del alimento. Un estudio similar fue realizado por (Ateeque *et al.*, 2014) considerando un flujo turbulento, el cual fue modelado con la técnica SST (Shear stress transport) $k-\omega$.

En cambio, en el enfoque conjugado los efectos de transferencia de calor y masa tanto dentro del sólido y en el aire de los alrededores son analizados de forma simultánea, lo cual elimina la necesidad de utilizar coeficientes convectivos de transferencia de calor y masa. El modelo matemático puede ser descrito por dos sistemas de ecuaciones acoplados, uno para el aire y otro para el alimento sólido (Lemus-Mondaca, Vega-Gálvez and Moraga, 2011). El acoplamiento entre los dos dominios (aire y sólido) se hace por medio de condiciones de frontera conjugadas (o de cuarto orden), las cuales proporcionan tanto las distribuciones de temperatura y concentración de humedad así como los flujos de calor y humedad a lo largo de la interfase sólido-fluido (Dorfman and Renner, 2009). Con este enfoque se obtiene una descripción más precisa acerca de la mecánica de fluidos y los fenómenos de transporte de calor y masa ocurridos durante el proceso de conservación de alimentos (Moraga and Barraza, 2002; Lamnatou, E. Papanicolaou, *et al.*, 2010; Lemus-Mondaca, Vega-Gálvez and Moraga, 2011).

Usualmente el enfoque conjugado es aplicado al estudio de transporte de calor y masa en materiales porosos, (lo que define a un material poroso y no poroso aún tiene que determinarse, aunque hay algunos estudios que sugieren que un material no poroso tiene una porosidad menor a 0.25 y un material poroso tendría una porosidad de 0.4, ejemplos de alimentos no porosos son papa y zanahoria con porosidades de 0.02 y 0.04 respectivamente (Karathanos and Belessiotis, 1996; Srikiatden and Roberts, 2007)), en los que las ecuaciones para modelar el transporte interno de masa son seleccionadas de acuerdo con el tamaño de los poros. Por ejemplo, algunos trabajos que abordan el proceso de secado en medios altamente porosos son: (Betchen *et al.*, 2007) donde se estudió la transferencia de calor en espuma metálica, que se considera un material poroso, en el que el dominio computacional fue dividido en tres regiones: fluido, porosa, y sólida, donde el transporte de humedad dentro de la región porosa es modelado mediante la ley de Darcy; un enfoque similar fue aplicado por (Khan and Straatman, 2016) para resolver el problema de secado de una mitad de una rebanada rectangular de manzana utilizando dos dominios uno para el fluido y otro para el material poroso, que a la vez es modelado con ecuaciones para los

componentes sólido y líquido. Por otra parte, (Oliveira and Haghghi, 1998) utilizaron las ecuaciones de Luikov, las cuales modelan el transporte de calor y masa en materiales porosos, para estudiar el secado de madera obteniendo distribuciones de calor y humedad dentro del sólido. Igualmente, (Lamnatou, E Papanicolaou, *et al.*, 2010) utilizaron este modelo para analizar el efecto del flujo desarrollándose alrededor de una y dos placas planas porosas. En contraste, el modelo conjugado también se ha aplicado a materiales considerados no porosos, por ejemplo, (De Bonis and Ruocco, 2008) llevaron a cabo el estudio de secado de rebanadas de zanahoria, en el cual se utilizaron ecuaciones de difusión para modelar el transporte interno de calor y masa, asimismo, (Kim, Son and Kim, 2016) utilizaron un modelo difusivo para representar el transporte de humedad de un ladrillo, considerando que los poros no eran suficientemente grandes para considerar el material como un medio poroso.

1.6 Transporte de calor en arreglos de objetos

Los trabajos numéricos mencionados en las dos secciones anteriores están orientados a estudiar de cerca la interacción aire-sólido en diferentes geometrías de alimento utilizando diferentes modelos de transporte de masa y métodos de solución, y, con excepción del trabajo de (Lamnatou, E Papanicolaou, *et al.*, 2010), sólo se realiza la simulación del proceso de secado de una sola pieza de alimento, lo cual limita el estudio de secado ya que no se considera el cambio en la distribución de flujo debido a la presencia de más piezas de alimento y el efecto que esto tiene en la transferencia de calor y masa.

(Jamaledine and Ray, 2010) menciona que en algunos trabajos experimentales se ha detectado que la velocidad de secado está muy influenciada por la velocidad del aire dentro de la cámara de secado, por ejemplo en un experimento realizado por (Mathioulakis, Karathanos and Belessiotis, 1998) encontraron que el grado de secado del alimento depende de la posición que ocupa dentro del secador debido a factores como: la no homogeneidad de las velocidades del aire y las regiones de recirculación que favorecen las velocidades de transferencia de calor y masa. Es importante mencionar que estos resultados fueron obtenidos de forma general

comparando diferentes áreas dentro del secador sin detallar lo que sucede en cada fila o columna de rebanadas de alimentos.

Por otra parte, los estudios dedicados a la transferencia de calor en arreglos de objetos han sido aplicados principalmente en arreglos de un banco de tubos o de las aletas en intercambiadores de calor. En estos casos la transferencia de calor depende de la ubicación del tubo en el arreglo y del tipo de flujo, cuando se desarrolla un régimen turbulento la transferencia de calor será mayor en los tubos de las filas más lejanas que los de la primera fila (Joshi and Nakayama, 2003). Otra de las aplicaciones es en enfriamiento por convección forzada de dispositivos electrónicos, los cuales son representados como objetos rectangulares o bloques; entre los diversos estudios realizados cabe destacar el de (Lehmann and Wirtz, 1988) quienes revelaron que el modo de convección depende del espacio entre bloques.

Lo anterior puede equipararse al arreglo de rebanadas de alimento dentro de un secador de aire caliente, donde el espaciamiento entre rebanadas y el patrón de flujo desarrollado se pueden convertir en factores clave para mejorar los procesos de transporte de calor y masa.

1.7 Flujo turbulento

El flujo turbulento es detectado en el modelado de secado de alimentos debido a las altas tasas de flujo y la geometría compleja involucrada (Malekjani and Jafari, 2018). Aunque no existe una definición exacta de este tipo de flujos, hay una serie de características con las cuales se le puede definir. En primer lugar, la *tridimensionalidad*, ya que los campos instantáneos de velocidad fluctúan rápidamente en las tres direcciones; la *irregularidad*, que indica que el flujo consiste en un espectro de diferentes escalas (tamaño de remolinos), es decir, la región cubierta por una gran escala puede contener escalas más pequeñas (Tennekes and Lumley, 1972). Debido a que las grandes escalas son las principales responsables del transporte de calor y cantidad de movimiento, necesitan ser simuladas apropiadamente en un modelo de turbulencia (Argyropoulos, C. D. and Markatos, 2015). Por último, la *difusividad*, que provoca

un mezclado rápido e incrementa las tasas de cantidad de movimiento y transferencia de calor y masa, es por eso que es una de las características más importantes del flujo turbulento (Tennekes and Lumley, 1972).

La elección de un modelo de turbulencia para la simulación del flujo es importante ya que tiene un gran efecto en los resultados. La selección del modelo de turbulencia depende principalmente del costo computacional y precisión (Ramachandran *et al.*, 2018). Con base en las ecuaciones de gobierno utilizadas en el modelo, los modelos de turbulencia se clasifican en dos grupos: 1) Reynolds-Averaged Navier-Stokes (RANS), el cual determina el efecto de la turbulencia en el campo de flujo a través del tiempo promediado y 2) Large Eddy Simulations (LES), cuya solución se basa asumiendo el hecho de que los grandes remolinos turbulentos son altamente anisotrópicos y dependen tanto de los gradientes de velocidad como de la geometría del dominio de flujo (Norton, Tiwari and Sun, 2013). La ventaja principal de LES sobre RANS es el incremento del nivel de detalle que puede entregar, especialmente la predicción del flujo inestable, el cual es muy importante en aplicaciones aerodinámicas. Mientras que los métodos RANS proveen resultados promediados, LES es capaz de predecir características instantáneas del flujo y resolver estructuras de flujo turbulentas (Jiang and Lai, 2009).

En algunos casos, el estudio de secado en condiciones de flujo turbulento se ha llevado a cabo mediante simulaciones 2-D utilizando el enfoque conjugado. En estos trabajos el flujo turbulento ha sido modelado con diversas técnicas de la familia RANS, por ejemplo, (Curcio *et al.*, 2008) utilizaron el modelo $k-\epsilon$, para simular el flujo de aire en el secado de un vegetal en forma de cilindro; también (Defraeye and Radu, 2017) emplearon una combinación de RANS con el modelo SST $k-\omega$ en su simulación del secado de un material poroso (manzana) y (Kurnia *et al.*, 2013) quienes usaron el modelo RSM (Reynolds Stress Model) en la simulación de secado de una rebanada de papa.

1.7.1 Características del flujo alrededor de un cuerpo

El flujo alrededor de un cuerpo en forma de paralelepípedo se caracteriza por un punto de estancamiento, el cual se forma cuando la corriente principal choca con el cuerpo sólido y entonces la presión incrementa (ver punto 1 en la Figura 1.6). Lejos del sólido, la corriente principal que lo rodea tiene una velocidad cuasi-constante (punto 2). Detrás del cuerpo, la corriente principal crea una zona de alta actividad turbulenta (punto 3). Entre el cuerpo y el punto 3, se forma una zona de recirculación (punto 4) cuya longitud está en función del número de Reynolds. Es importante mencionar que la diferencia principal entre este flujo y otros flujos en cuerpos sumergidos es el punto de separación de la capa límite, en este caso se encuentra en los vértices frontales (punto 5). Además, la separación de la capa límite provoca que se desarrollen estructuras turbulentas en las paredes laterales. Por otra parte, cuando el flujo se desarrolla dentro de arreglos suceden cambios importantes, tales como, cambios en la longitud de las recirculaciones, la velocidad promedio entre los cuerpos (efecto de bloqueo), intensidad de la turbulencia y en la transferencia de calor y masa.

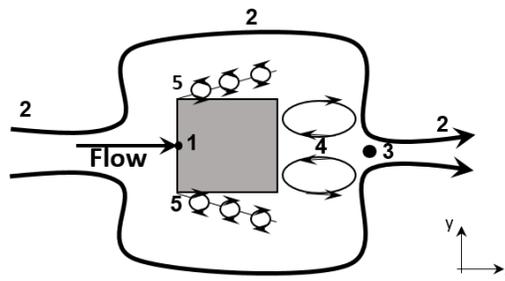


Figura 1.6 Características del flujo alrededor de un cuboide: 1 zona de estancamiento; 2 flujo libre; 3 zona de alta actividad turbulenta; 4 zona de recirculación; 5 zona de separación de la capa límite.

Capítulo 2. ECUACIONES DE GOBIERNO

En este estudio se resuelven dos sistemas de ecuaciones. En el primer sistema se resuelven las ecuaciones del método EDAC (Entropically Damped form of Artificial Compressibility) (Clausen, 2013), el cual está compuesto por una ecuación para la presión y las ecuaciones de cantidad de movimiento, que modelan el comportamiento del fluido (aire) alrededor del alimento sólido, junto con las ecuaciones de conservación de energía y de transporte de especies. En el segundo sistema, las ecuaciones de energía y de transporte de especies son resueltas para predecir la transferencia de calor por conducción y la difusión de humedad dentro del alimento.

Debido a que un cálculo numérico requiere una gran cantidad de iteraciones es preferible utilizar las ecuaciones de gobierno en su forma adimensional. Para llevar a cabo la adimensionalización, se recurre a dividir las variables dimensionales de las ecuaciones entre *variables de referencia*, las cuales deben ser: independientes, de valor conocido y diferentes de cero. En el caso de variables que tienen componentes, como la longitud y la velocidad, solo se emplea la variable de referencia de una componente, como se muestra a continuación.

$$x = \frac{x_{real}}{L_{ref}}; \quad y = \frac{y_{real}}{L_{ref}}; \quad z = \frac{z_{real}}{L_{ref}}$$

$$u = \frac{u_{real}}{U_0}; \quad v = \frac{v_{real}}{U_0}; \quad w = \frac{w_{real}}{U_0}; \quad T = \frac{T_{real}}{T_{ref}}; \quad t = \frac{t_{real}}{(L_{ref}/U_0)}$$

En este estudio, las variables de referencia son: la velocidad de entrada $U_0=2.0$ m/s, longitud del sólido $L_{ref}=0.04$ m, y temperatura del alimento $T_{ref}=23^\circ\text{C}$.

2.1 Modelado del flujo externo

Las ecuaciones de gobierno consideradas para modelar el flujo externo son las ecuaciones de continuidad, cantidad de movimiento, energía y especies. Para resolver las ecuaciones y tratar con el término presión se utilizó el método

Entropically Damped Artificially Compressibility (EDAC) (Clausen, 2013). La forma adimensional y conservativa de las ecuaciones de gobierno se presenta en (2.1).

$$\frac{\partial \mathbf{U}}{\partial t} + \frac{\partial \mathbf{F}_i}{\partial x_i} = \mathbf{S}_F \quad (2.1)$$

Donde t es el tiempo y x_i se refiere a las tres componentes espaciales; \mathbf{U} es un vector definido por las variables de solución, \mathbf{F}_i representan los términos de transporte del flujo donde $\forall_i \in \{1,2,3\}$. Estos vectores se expresan en las ecuaciones (2.2) y (2.3).

$$\mathbf{U} = [p, u, v, w, T_a, Y_a]^T \quad (2.2)$$

$$\mathbf{F}_i = \begin{bmatrix} \frac{1}{\beta^2} u_i - \frac{1}{Re} \frac{\partial p}{\partial x_i} \\ u_i u_1 + p \delta_{i1} - \frac{1}{Re} S_{i1} \\ u_i u_2 + p \delta_{i2} - \frac{1}{Re} S_{i2} \\ u_i u_3 + p \delta_{i3} - \frac{1}{Re} S_{i3} \\ u_i T_a - \left(\frac{1}{Re \cdot Pr} \right) \frac{\partial T_a}{\partial x_i} \\ u_i Y_a - \left(\frac{1}{Re \cdot Sc} \right) \frac{\partial Y_a}{\partial x_i} \end{bmatrix} \quad (2.3)$$

Donde u_i representa la componente de velocidad en la dirección i , la variable p es la presión, T_a es la temperatura del aire, Y_a representa la concentración volumétrica de la humedad en el aire. En las siguientes secciones, tanto las componentes de velocidad como los vectores de dirección espacial cambian de (u_1, u_2, u_3) a (u, v, w) y de (x_1, x_2, x_3) a (x, y, z) , respectivamente. Re , Sc y Pr son los números adimensionales de Reynolds ($Re = (L_{ref} U_0) / \nu$), Schmidt ($Sc = \nu / D_m$) y Prandtl ($Pr = \nu / \alpha$), respectivamente, donde U_0 es una velocidad de referencia, L_{ref} es una longitud de referencia, ν representa la viscosidad cinemática, D_m , es el coeficiente de difusión másica y α la difusividad térmica. El método EDAC se llevó a cabo imponiendo una ecuación artificial de estado que relaciona a la presión con pequeños cambios en la densidad (ρ) por medio de la relación $p = (1/\beta^2) \cdot \rho$. Donde β se conoce como compresibilidad artificial y está relacionada con la constante

artificial de velocidad del sonido (Chorin, 1967). El símbolo δ_{ij} representa la delta Kronecker y S_{ij} es el tensor de esfuerzos el cual se define en la ecuación (2.4) como:

$$S_{ij} = \frac{1}{2} \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) \quad (2.4)$$

Finalmente, la matriz \mathbf{S}_F en la ecuación (2.1) contiene los términos fuente, y se define como:

$$\mathbf{S}_F = (0, f_U(t), 0, 0, f_T(t), 0) \quad (2.5)$$

Los términos fuente son: la fuerza de cuerpo uniforme $f_U(t)$ (Salinas-Vázquez and Métais, 2002), que es sólo función del tiempo, y es necesario introducir para imponer un flujo constante de masa en la dirección paralela al flujo (x), la cual es la dirección principal del flujo. Un término similar $f_T(t)$ aparece en la ecuación de energía para asegurar que la temperatura *bulk*, (T_{bulk} , en la ecuación 2.6) en el dominio computacional se mantenga constante en el tiempo. Este procedimiento asegura una condición periódica real para la ecuación de energía. La representación física es que toda la energía perdida por el fluido es ganada por el sólido.

$$T_{bulk}(t) = \frac{1}{TotalVolume} \int T(\vec{x}, t) dV \quad (2.6)$$

2.2 Simulación de Grandes Escalas (LES)

El flujo turbulento en la simulación numérica es modelado a través de la técnica Simulación de Grandes Escalas (LES por sus siglas en inglés). Esta técnica consiste en calcular numéricamente las grandes escalas del flujo y modelar las pequeñas escalas que se considera tienen características isotrópicas y universales. Las ecuaciones de LES surgen a partir de la aplicación de un filtro espacial de bajo transcurso $G_\Delta(x)$ de tamaño Δ en las ecuaciones de Navier-Stokes. La operación de filtrado elimina las escalas más pequeñas que el filtro de tamaño Δx , llamadas escalas sub – malla (SGS, sub-grid scales).

Matemáticamente, la operación de filtrado corresponde a la integral de convolución de alguna cantidad $f(x, t)$ del flujo por la función filtro $G_\Delta(x)$, en la forma,

$$\bar{f}(x, t) = \int f(y, t) G_\Delta(x - y) dy \quad (2.7)$$

La parte submalla es la desviación del flujo actual con respecto al campo filtrado.

$$f = \bar{f} + f' \quad (2.8)$$

La aplicación del filtro a las ecuaciones de Navier-Stokes produce:

$$\mathbf{U} = [\bar{p}, \bar{u}, \bar{v}, \bar{w}, \bar{T}_a, \bar{Y}_a] \quad (2.9)$$

$$\mathbf{F}_i = \begin{bmatrix} \frac{1}{\beta^2} \bar{u}_i - \frac{1}{Re} \frac{\partial \bar{p}}{\partial x_i} \\ \bar{u}_i \bar{u}_1 + \bar{p} \delta_{i1} - \frac{1}{Re} \hat{\tau}_{i1} \\ \bar{u}_i \bar{u}_2 + \bar{p} \delta_{i2} - \frac{1}{Re} \hat{\tau}_{i2} \\ \bar{u}_i \bar{u}_3 + \bar{p} \delta_{i3} - \frac{1}{Re} \hat{\tau}_{i3} \\ \bar{u}_i \bar{T}_a - \frac{1}{RePr} \frac{\partial \bar{T}_a}{\partial x_i} \\ \bar{u}_i \bar{Y}_a - \frac{1}{ReSc} \frac{\partial \bar{Y}_a}{\partial x_i} \end{bmatrix} \quad (2.10)$$

Donde $\hat{\tau}_{ij}$ contiene los esfuerzos viscosos filtrados y el tensor SGS $(\tau_{ij})_{SGS}$:

$$\hat{\tau}_{ij} = \bar{\tau}_{ij} - (\tau_{ij})_{SGS} \quad (2.11)$$

Empleando una viscosidad de remolinos basada en el modelo SGS se obtiene:

$$(\tau_{ij})_{SGS} = -2\nu_T S_{ij} \quad (2.12)$$

donde:

$$S_{ij} = \frac{1}{2} \left(\frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial \bar{u}_j}{\partial x_i} \right) \quad (2.13)$$

En consecuencia, aparece un nuevo término en las ecuaciones de Navier-Stokes llamado tensor de escala sub-malla, el cual representa la interacción entre las escalas grandes y pequeñas (Salinas-Vázquez and Métails, 2002). El tensor sub-malla (SGS) contiene el término de viscosidad turbulenta de remolino ν_t , el cual es

el modelo selectivo de la función de estructura propuesto por (David, 1993), como se muestra en la ecuación (2.14):

$$v_t(\vec{x}, \Delta x, t) = C_{sf} \Delta^2 \sqrt{\overline{F_2(\vec{x}, \Delta, t)}} \quad (2.14)$$

Donde C_{sf} puede ser expresado como función de la constante de Kolmogorov C_K : $C_{ssf} = f(C_K^{-3/2})$. C_{sf} toma el valor de 0.104 para $C_K = 1.4$. El término Δ se toma igual a $(\Delta x \Delta y \Delta z)^{1/3}$, donde Δx , Δy y Δz , son los tamaños de malla locales en las tres direcciones espaciales. $\overline{F_2(\vec{x}, \Delta, t)}$ es la función de estructura de segundo orden de la velocidad construida con el campo de velocidad instantánea filtrada y es determinada considerando un promedio estadístico local de las diferencias de la velocidad de cuadro de los seis puntos más cercanos que rodean al punto en la malla computacional. Finalmente, los números de Prandtl (Pr_t) y Schmidt (Sc_t) turbulentos se toman igual a 0.6 y 1.0, respectivamente (Salinas-Vázquez *et al.*, 2010).

2.3 Modelado de los campos de temperatura y humedad al interior del sólido

Dentro del alimento sólido, solo se resuelven las ecuaciones de difusión de calor (ley de Fourier) y masa (segunda ley de Fick), ecuaciones 2.15a y 2.15b, respectivamente:

$$\frac{\partial T_s}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\Gamma_{T_s} \frac{\partial T_s}{\partial x} \right) \quad (2.15a)$$

$$\frac{\partial c_s}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\Gamma_{c_s} \frac{\partial c_s}{\partial x} \right) \quad (2.15b)$$

Donde T_s es la temperatura del sólido y c_s el contenido de humedad dentro del sólido el cual está en unidades kg/kg_{bs}, Γ_{T_s} y Γ_{c_s} representan los coeficientes de difusión térmica y de masa, respectivamente. La ecuación (2.16) muestra el valor del coeficiente de difusividad térmica (Γ_{T_s}) de la papa obtenido de (Chandramohan, 2016a) y utilizado en la presente simulación:

$$\Gamma_{T_s} = 1.506 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s} \quad (2.16)$$

Además, se considera que el coeficiente de difusión de masa esta en función de la temperatura (Srikiatden and Roberts, 2007; Chandramohan, 2016b), y se determina con la ecuación de Arrhenius:

$$\Gamma_{c_s} = D_0 \exp(-1119/T_s) \quad (2.17a)$$

Donde (D_0) es el coeficiente de difusión efectiva que tiene un valor constante y es obtenido empíricamente para diferentes alimentos, en el caso de la papa este valor es de 1.82×10^{-8} . De acuerdo con lo anterior, el coeficiente de difusión de masa se determina con la ecuación (2.17b):

$$D_p = 1.82 \times 10^{-8} \exp\left(\frac{-1119}{T}\right) \quad (2.17b)$$

2.4 Ecuaciones en coordenadas generalizadas

El código numérico usa coordenadas generalizadas. La adaptación a las coordenadas generalizadas se realiza introduciendo una matriz Jacobiana que transforma una geometría compleja de malla no uniforme o geometría curvilínea, en un sistema de coordenadas Cartesiano (x,y,z) , dentro de una geometría ortogonal simple con malla uniforme en el sistema de coordenadas generalizadas (ξ_1, ξ_2, ξ_3) donde las ecuaciones se pueden resolver más fácilmente. Para este caso, simplemente consiste en una transformación de una malla no uniforme en el espacio físico (x,y,z) dentro de una malla uniforme en el espacio computacional (ξ_1, ξ_2, ξ_3) . Cada término en la matriz Jacobiana inversa (J^{-1}) se expresa como funciones analíticas de las medidas $\frac{\partial x_i}{\partial \xi_j}$. Las medidas son introducidas y calculadas por el esquema interno de primer orden, entonces la matriz (J) es calculada directamente de (J^{-1}) .

La ecuación (2.1) se puede volver a escribir como,

$$\frac{\partial \hat{U}}{\partial t} + \frac{\partial \hat{F}_1}{\partial \xi_1} + \frac{\partial \hat{F}_2}{\partial \xi_2} + \frac{\partial \hat{F}_3}{\partial \xi_3} = \hat{S} \quad (2.18)$$

Con

$$\left. \begin{aligned} \widehat{U} &= \frac{U}{J}, \\ \widehat{F}_1 &= \frac{1}{J} \left[\left(\frac{\partial \xi_1}{\partial x_1} F_1 \right) + \left(\frac{\partial \xi_2}{\partial x_2} F_2 \right) + \left(\frac{\partial \xi_3}{\partial x_3} F_3 \right) \right], \\ \widehat{F}_2 &= \frac{1}{J} \left[\left(\frac{\partial \xi_1}{\partial x_1} F_1 \right) + \left(\frac{\partial \xi_2}{\partial x_2} F_2 \right) + \left(\frac{\partial \xi_3}{\partial x_3} F_3 \right) \right], \\ \widehat{F}_3 &= \frac{1}{J} \left[\left(\frac{\partial \xi_1}{\partial x_1} F_1 \right) + \left(\frac{\partial \xi_2}{\partial x_2} F_2 \right) + \left(\frac{\partial \xi_3}{\partial x_3} F_3 \right) \right], \\ \widehat{S} &= \frac{1}{J} S \end{aligned} \right\} \quad (2.19)$$

J es el determinante de la matriz (J) y U es función de las coordenadas cartesianas y del tiempo.

2.5 Esquema numérico

El sistema en coordenadas generalizadas (ecuación (2.1)) se resuelve por medio de una extensión del esquema explícito McCormack, el cual es en esencia un esquema predictor-corrector de segundo orden en el tiempo y cuarto orden en el espacio desarrollado por (Gottlieb and Turkel, 1976).

Las ecuaciones (2.20) y (2.21) muestran el esquema numérico predictor – corrector definido en una dimensión.

Predictor

$$U_j^{(1)} = U_j^{(n)} + \frac{1}{6} \lambda \left(-f_{j+2}^{(n)} + 8f_{j+1}^{(n)} - 7f_j^{(n)} \right) + (\delta t) S_j^{(n)} \quad (2.20)$$

Corrector

$$U_j^{(n+1)} = \frac{1}{2} \left(U_j^{(n)} + \left(U_j^{(1)} \right) \right) + \frac{1}{12} \lambda \left(7f_{j-2}^{(1)} - 8f_{j-1}^{(1)} + f_j^{(1)} \right) + \frac{1}{2} (\delta t) S_j^{(1)} \quad (2.21)$$

Donde los índices (n) , $(n+1)$ y (1) simbolizan, para los valores de la función, al tiempo t , tiempo $t + \delta t$ y al paso – sub – tiempo, respectivamente. Obsérvese que las discretizaciones espaciales intermedias son esquemas no centrados de primer orden con un predictor adelantado (*upwind*) y un corrector atrasado (*downwind*).

Como se especifica al inicio de la sección, el esquema resultante es de cuarto orden en el espacio.

La formulación generalizada en tres dimensiones se escribe:

Predictor

$$U_{i,j,k}^n = U_{i,j,k}^n - J_{i,j,k}^P \left[\begin{aligned} & \frac{\Delta t}{\Delta \xi_1} \left[\frac{7}{6} (\hat{F}_{1i+1,j,k}^n - \hat{F}_{1i,j,k}^n) - \frac{1}{6} (\hat{F}_{1i+2,j,k}^n - \hat{F}_{1i+1,j,k}^n) \right] \\ & + \frac{\Delta t}{\Delta \xi_2} \left[\frac{7}{6} (\hat{F}_{2i,j+1,k}^n - \hat{F}_{2i,j,k}^n) - \frac{1}{6} (\hat{F}_{2i,j+2,k}^n - \hat{F}_{2i,j+1,k}^n) \right] \\ & + \frac{\Delta t}{\Delta \xi_3} \left[\frac{7}{6} (\hat{F}_{3i,j,k+1}^n - \hat{F}_{3i,j,k}^n) - \frac{1}{6} (\hat{F}_{3i,j,k+2}^n - \hat{F}_{3i,j,k+1}^n) \right] \end{aligned} \right] \quad (2.22)$$

Corrector

$$U_{i,j,k}^{n+1} = \frac{1}{2} [U_{i,j,k}^1 + U_{i,j,k}^n] - \frac{1}{2} J_{i,j,k}^C \left[\begin{aligned} & \frac{\Delta t}{\Delta \xi_1} \left[\frac{7}{6} (\hat{F}_{1i,j,k}^1 - \hat{F}_{1i-1,j,k}^1) - \frac{1}{6} (\hat{F}_{1i-1,j,k}^1 - \hat{F}_{1i-2,j,k}^1) \right] \\ & + \frac{\Delta t}{\Delta \xi_2} \left[\frac{7}{6} (\hat{F}_{2i,j,k}^n - \hat{F}_{2i,j-1,k}^n) - \frac{1}{6} (\hat{F}_{2i,j-1,k}^n - \hat{F}_{2i,j-2,k}^n) \right] \\ & + \frac{\Delta t}{\Delta \xi_3} \left[\frac{7}{6} (\hat{F}_{3i,j,k}^n - \hat{F}_{3i,j,k-1}^n) - \frac{1}{6} (\hat{F}_{3i,j,k-1}^n - \hat{F}_{3i,j,k-2}^n) \right] \end{aligned} \right] \quad (2.23)$$

Por otra parte, las ecuaciones de difusión dentro del sólido son resueltas por un esquema implícito de tercer orden de diferencias finitas, descrito en (Fletcher, 2006, pp. 254–256).

2.6 Método de fronteras inmersas

De acuerdo con (Salinas-Vázquez *et al.*, 2011) esta técnica consiste en imponer condiciones de frontera que consideran los efectos del cuerpo sólido en el flujo, es decir, las áreas dentro del cuerpo sólido son bloqueadas estableciendo velocidades nulas y los valores instantáneos de temperatura y concentración de humedad se mantienen fijos en los nodos bloqueados. La implementación de este método involucra el uso de una función $\vartheta(\vec{x})$ que sólo toma dos valores, $\vartheta(\vec{x}) = 1$ para los nodos en la región del fluido y $\vartheta(\vec{x}) = 0$ en la región del sólido (ver Figura 2.1).

Debido a la forma de los cuerpos estudiados, no es necesario hacer alguna interpolación. Finalmente, la presión dentro del sólido es interpolada de la presión

del fluido para obtener gradientes de presión nulos en la superficie del cuerpo (Salinas-Vázquez *et al.*, 2007).

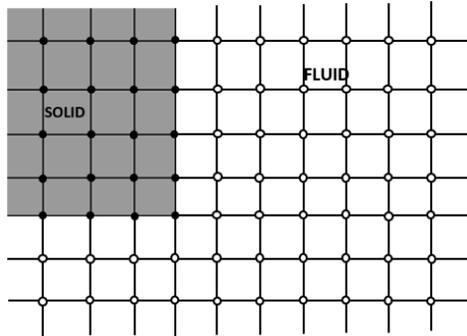


Figura 2.1 Método de fronteras inmersas, [○] nodos del fluido $\vartheta(\vec{x})=1$ y [●] nodos que corresponden al sólido $\vartheta(\vec{x})=0$.

2.7 Procedimiento para acoplar los resultados del dominio computacional del sólido al dominio computacional aire-sólido.

En el dominio computacional, en la frontera entre el aire y el sólido, donde la velocidad es nula en las ecuaciones (2.1 - 2.3), se encuentran las ecuaciones de difusión de calor y masa en la zona del sólido. Al llevar a cabo unas primeras simulaciones para probar el código numérico, se detectó que, para obtener la mejor representación del fenómeno de difusión dentro del sólido debe existir una buena resolución en esta zona. Para solucionar este problema, se decidió resolver ambas ecuaciones de difusión (2.15a y 2.15b) en una malla más fina. De este modo, el fluido y sólido son resueltos en diferentes dominios computacionales (una malla que contiene tanto al fluido como al sólido, denominada G_0 ; y una malla más fina G_1 que representa sólo al sólido) cuyos resultados deben ser acoplados.

El acoplamiento entre ambos dominios computacionales fue realizado mediante el siguiente procedimiento:

- 1) Se calcula el paso de tiempo (Δt) para la simulación de la región del fluido.
- 2) Se avanza en el tiempo el cálculo del fluido (ecuaciones 2.1-2.3) en la malla G_0 desde el tiempo previamente calculado.
- 3) La temperatura del fluido alrededor de la pared del sólido es interpolada linealmente hacia adentro de la malla fina, G_1 .

- 4) Las ecuaciones de difusión de calor y masa avanzan en el tiempo en la malla G_1 , desde el mismo paso de tiempo que la simulación del flujo. Para la ecuación de calor, la zona alrededor del cuerpo, interpolada previamente, es usada como condición de frontera en la solución de la ecuación de difusión de calor. Con este procedimiento, se acopla el efecto de la transferencia de calor por convección del aire en las ecuaciones de difusión en el cuerpo. Las ecuaciones de difusión de masa toman como condiciones de frontera la humedad absoluta y la actividad de agua en la superficie del sólido.
- 5) Los resultados de temperatura (T_s) y de la humedad (c_s) en la malla G_1 , regresan a la malla G_0 . La concentración (c_s) debe ser convertida a concentración volumétrica (Y_a).
- 6) Se regresa al primer paso

El proceso anterior se muestra en el diagrama de la figura 2.2a, mientras en la figura 2.2b se esquematizan los pasos 2 al 5.

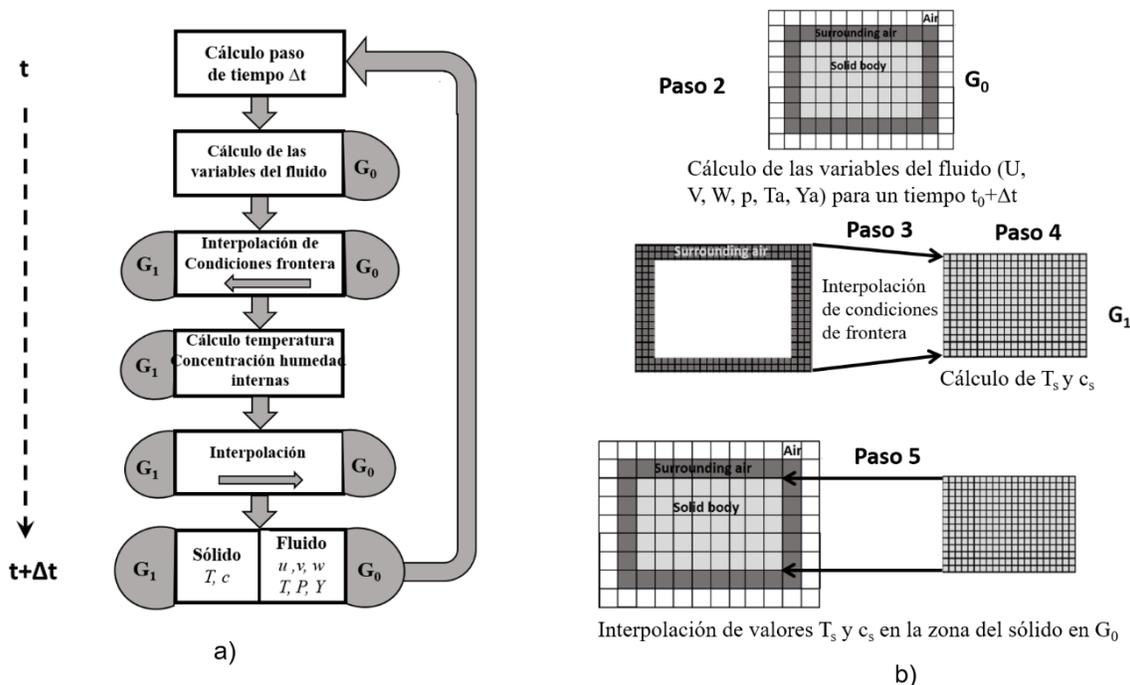


Figura 2.2. Proceso numérico para integrar los resultados de los dominios computacionales G_0 y G_1 , a) diagrama de toda la metodología b) esquema de los pasos 2 a 5 donde se muestra la diferencia entre G_0 y G_1 .

2.8 Condiciones iniciales y de frontera

2.8.1 Condiciones iniciales y de frontera en la validación

Las condiciones de frontera están basadas en aquellas relacionadas por (Poinsot and Lele, 1992), es decir, en la dirección x , se impusieron condiciones de frontera de entrada y salida. Además, las paredes laterales son consideradas como paredes deslizantes (direcciones y - z). Para el caso del cilindro cuadrado, la dirección z es una condición de frontera periódica. Las condiciones iniciales son velocidad nula en las direcciones y - z ($V_{val_0}=W_{val_0}=0$), y en la dirección x , $U_{val_0}=1$, presión y temperatura iguales a los valores atmosféricos.

2.8.2 Condiciones iniciales y de frontera en el proceso de secado

En las simulaciones del **caso A**, se aplicaron *condiciones de frontera periódicas* en las tres direcciones Cartesianas. En este tipo de condiciones los efectos de las paredes no son tomados en cuenta porque sólo se considera una sección de la cámara de secado donde las rebanadas están alejadas de las paredes y el flujo está completamente desarrollado (figura 2.3). El dominio de la simulación se convierte en una celda que se replica en la dirección espacial que le haya sido asignada. De este modo, utilizando pequeños dominios computacionales fue posible estudiar tanto el comportamiento del flujo como la transferencia de calor a diferentes espaciamientos sin comprometer demasiado tiempo de cálculo.

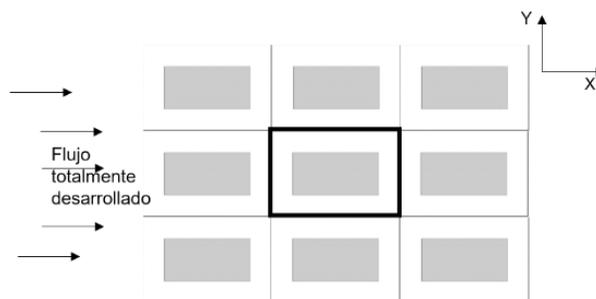


Figura 2.3. Sección del arreglo en línea de rebanadas, ubicado lejos de las paredes. Las condiciones periódicas fueron aplicadas en las direcciones “ x ”, “ y ”, “ z ”.

En el **caso B**, se aplicaron condiciones de frontera periódicas en las direcciones y , z , mientras que en la dirección x se impusieron condiciones de frontera no

reflexivas (Poinot and Lele, 1992) a la entrada y la salida del dominio ver figura 2.4).

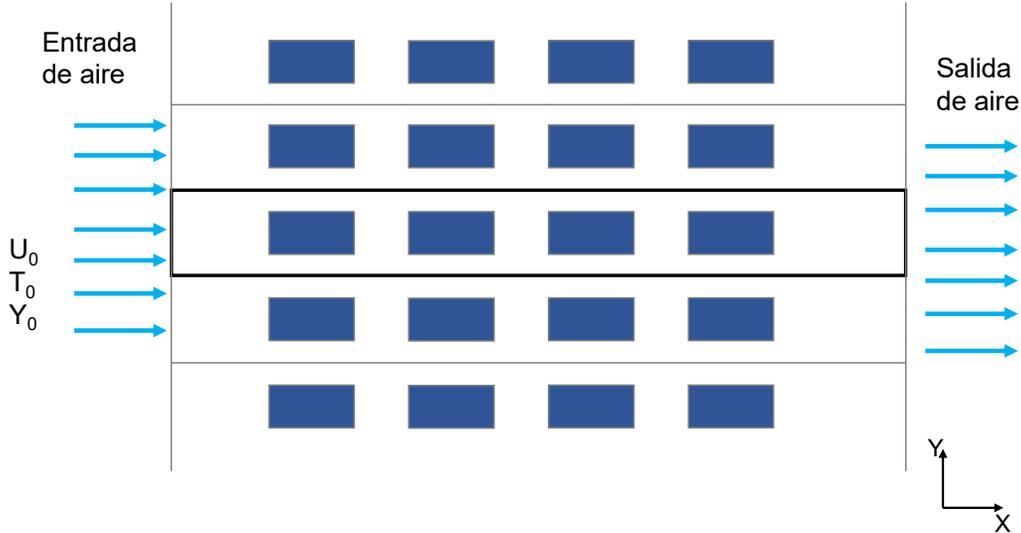


Figura 2.4. Sección del arreglo en línea de rebanadas a la entrada de la cámara de secado. Las condiciones periódicas se aplicaron en los ejes “y”, “z”.

Las simulaciones comienzan con la presión de referencia (p_0 , presión atmosférica), temperatura de referencia (T_0) y velocidad de *bulk* en la dirección principal, constante $U_0=U_B$. La velocidad en las otras dos componentes es nula $V_0=W_0=0$. La concentración volumétrica inicial en el aire (Y_0) es determinada por medio de la ecuación (2.24):

$$Y_0 = \frac{\phi p_v(T_0)}{(p_{\text{atm}} - \phi p_v(T_0))} \quad (2.24)$$

Donde $\phi = \frac{p_v}{p_{vs}}$ es la humedad relativa de la mezcla, definida como el cociente de la presión parcial de vapor en una mezcla p_v entre la presión de saturación p_{vs} a la misma temperatura de bulbo seco de la mezcla. La presión de saturación de vapor de agua p_v es obtenida mediante una relación empírica denominada ecuación de Antoine (Antoine, 1888).

Con los valores de las propiedades del aire a 60°C ($C_p=1007$ [J/kgK], $\mu=2.008 \times 10^{-5}$ [kg/m·s], $\nu=1.892 \times 10^{-5}$ [m²/s], $\alpha_{\text{aire}}=2.632 \times 10^{-5}$ [m²/s] y $D_{AB}=0.26 \times 10^{-4}$ m²/s), la velocidad de referencia $u_0=2$ m/s y la longitud del sólido ($L_1 = 0.04$ m) se obtuvieron

los valores de los números adimensionales: $Re = \frac{u_0 \cdot L_1}{\nu} = 4228$; $Pr = \frac{\nu}{\alpha_{aire}} = 0.7204$;
 $Sc = \frac{\nu}{D_{AB}} = 0.729$.

Las ecuaciones de frontera en la interfase del alimento establecen que 1) ambas fases están a la misma temperatura y tienen el mismo contenido de humedad y 2) que tanto el flujo de calor como de humedad en ambos lados de la interfase debe ser el mismo.

Para la ecuación de difusión de calor dentro del sólido, la ecuación de frontera en cada pared es:

$$\left(-\Gamma_T \frac{\partial T}{\partial n}\right)_{BC} = \left(-\Gamma_{T_a} \frac{\partial T_a}{\partial n}\right)_{BC} - h_{fg} \left(\Gamma_{c_s} \frac{\partial(\omega_{BC} - \omega_a)}{\partial n}\right)_{BC} \quad (2.25)$$

Donde el subíndice BC representa la superficie del cuerpo; n es la normal a la superficie y el subíndice a está relacionado con las variables del aire; h_{fg} representa el calor de vaporización, es decir, el calor requerido para la evaporación de humedad, (Zhang and Datta, 2004); ω_{BC} y ω_a son la humedad específica de la superficie del alimento y del aire, respectivamente ($\text{kg}_{\text{humedad}}/\text{kg}_{\text{aireseco}}$), determinadas con las ecuaciones (2.26) y (2.27):

$$\omega_{BC} = 0.622 \frac{a_w p_g}{(p_0 - a_w p_g)} \quad (2.26)$$

$$\omega_a = 0.622 Y_a \quad (2.27)$$

Donde 0.622 es el radio entre las masas molares de vapor de agua y el aire seco, respectivamente, a_w es la actividad de agua en la superficie.

La actividad de agua en función del contenido de humedad del alimento se determina con las ecuaciones (2.28), de acuerdo con (Islam, Ho and Mujumdar, 2007; Ateeque *et al.*, 2014).

$$\begin{aligned} a_w &= 1232.3c_s^4 - 646.14c_s^3 + 98.541c_s^2 - 0.3406c_s - 0.0008 & c_s < 0.22 \\ a_w &= -0.512946c_s^2 - 0.639836c_s - 0.599489 & 0.22 \leq c_s \leq 0.6 \\ a_w &= 0.0013c_s^3 + 0.0197c_s^2 - 0.1164c_s - 0.7448 & c_s > 0.6 \end{aligned} \quad (2.28)$$

Ya que una interfase no puede almacenar energía, el flujo de calor sobre ambos lados de esta debe ser el mismo.

$$(T_a)_{BC} = (T_s)_{BC} \quad (2.29)$$

Para la ecuación de difusión de masa dentro del sólido, la condición límite para cada pared es dada por (2.30):

$$\left(-\Gamma_c \frac{\partial c}{\partial n}\right)_{BC} = \left(-\Gamma_{\omega_a} \frac{\partial \omega_a}{\partial n}\right)_{BC} \quad (2.30)$$

Al inicio de la simulación, el gradiente de temperatura entre el fluido y el sólido es $(T_{a0} - T_{s0})/T_0 = 0.2$. Asimismo, es necesario esperar a que el flujo se desarrolle completamente antes de comenzar el cálculo de variables dentro del sólido. El parámetro para monitorear el desarrollo del flujo es la magnitud de la vorticidad de *bulk* $|\boldsymbol{\omega}|_{bulk}$, la cual se define como:

$$|\boldsymbol{\omega}|_{bulk}(t) = \frac{1}{Total\ Volum_{fluid}} \int |\boldsymbol{\omega}|(\vec{x}, t) dV_{fluid} \quad (2.31)$$

Los valores de los coeficientes de difusión de calor y masa del sólido (vegetal) son mucho más pequeños que los del flujo externo. Con el objetivo de igualar los tiempos característicos de ambos fenómenos (el tiempo de difusión en el sólido y los tiempos difusivos/convectivos en el fluido), los valores reales de los coeficientes de difusión del sólido se incrementaron por un valor constante. Este procedimiento permite obtener resultados en un menor tiempo computacional.

Capítulo 3. VALIDACIÓN

Debido a que no se encontraron trabajos enfocados al estudio del flujo alrededor de un cuboide, la aerodinámica del flujo se validó con dos casos experimentales en los que se obtuvieron perfiles de velocidad alrededor de un cubo y un tubo cuadrado, respectivamente. Además, se obtuvieron valores del coeficiente de arrastre de un cubo a diferentes números de Reynolds. Finalmente, la transferencia de calor se validó con datos experimentales propios.

3.1 Perfiles de velocidad y coeficientes de arrastre

Existen pocos trabajos reportados en la literatura en donde se obtienen perfiles de velocidad de un flujo alrededor de cubos. Los casos que se reportan son acerca de cubos montados en superficies planas, o flujos alrededor de esferas, los cuales no corresponden al fenómeno que se quiere validar. Por tal razón se eligieron los siguientes casos.

Para la validación de esta simulación se recurrió a dos casos experimentales reportados por (Khan *et al.*, 2018) y (Lyn *et al.*, 1995). El primero corresponde al estudio de un flujo alrededor de un cubo en el que utilizan la técnica PIV como técnica de medición. Los experimentos se realizaron en un túnel en el que un cubo de longitud $L=4$ cm de lado y hecho de acrílico transparente, fue montado en el centro del túnel utilizando un soporte en forma de L. Los experimentos se llevaron a $Re=19,300$. El segundo caso se refiere a un estudio del flujo alrededor de un tubo rectangular a un número de Reynolds de 21,400 con el uso de la técnica velocimetría de láser- Doppler. Los experimentos se realizaron en un canal de agua cerrado de 39cmx56cm de sección cruzada. El diámetro del cilindro (L) fue de 4cm.

Se realizaron dos simulaciones cuyas características se muestran en la Tabla 1 y las dimensiones del dominio de cálculo fueron normalizadas con (L) (ver figura 3.1a). La malla utilizada en ambos se refinó con una función tangente hiperbólica (Le, Moin and Kim, 1997) alrededor del objeto (figura 3.1 b).

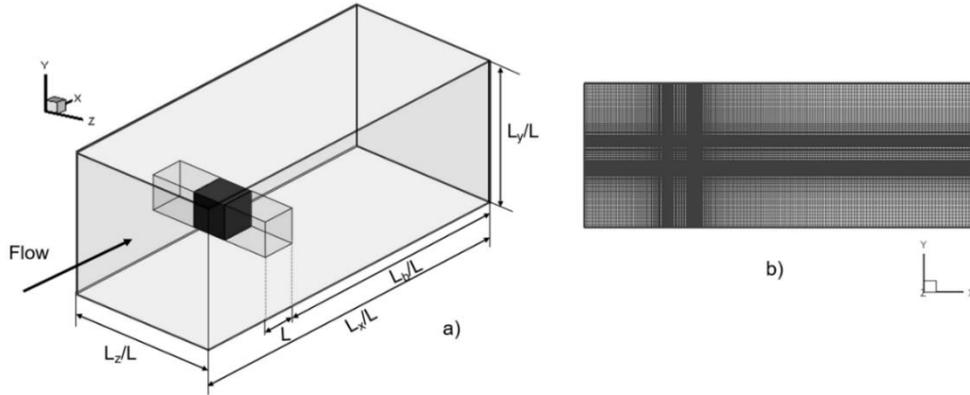


Figura 3.1 a) Dominio utilizado para la validación cubo y tubo; b) malla computacional refinada con la función tangente hiperbólica utilizada en ambos casos (vista en 2D).

En cada caso el sólido se encuentra suficientemente alejado de las paredes para evitar que el comportamiento del flujo sea influenciado por estas. Las figuras 3.2 y 3.3 muestran la comparación entre los resultados experimentales y los resultados numéricos. Se compararon las velocidades promedio en las direcciones de la corriente principal y normal, respectivamente, U/U_0 y V/V_0 , y sus intensidades turbulentas (valores *rms*). En las gráficas, los puntos blancos y negros representan los valores experimentales para el cubo y el cilindro, respectivamente. Los datos numéricos están representados con dos líneas diferentes. Debido al comportamiento simétrico observado en los perfiles, las gráficas muestran sólo los valores de la parte positiva del eje vertical. Los valores de las velocidades se obtuvieron al centro de los sólidos y a algunas distancias detrás de ellos.

Tabla 1. Características de las simulaciones utilizadas para la validación

Malla	Cubo	Cilindro cuadrado
L_x/L	16.4	16.4
L_b/L	12.0	12.0
L_y/L	6.0	6.0
L_z/L	6.0	6.0
N_x	238	238
N_y	143	143
N_z	143	143
$\Delta x/L$ min/max	0.017/0.14	0.017/0.14
$\Delta y/L$ min/max	0.017/0.07	0.017/0.07
$\Delta z/L$ min/max	0.017/0.07	0.042
Re	19000	21400

En ambas posiciones de la figura 3.2, la componente U/U_0 de la velocidad promedio muestra valores negativos cerca de la pared, lo cual indica la formación de una zona de recirculación que resulta de la separación de la capa límite en los vértices frontales del cuerpo. Los valores de la velocidad normal promedio confirman la presencia de las recirculaciones. Se observan altas fluctuaciones en ambas componentes conforme el flujo se aleja de la pared, donde se forman los gradientes de velocidad en la dirección principal. A partir de $y/L=2$, la velocidad de la corriente principal toma un valor constante, un poco mayor que la velocidad de entrada, además, las fluctuaciones disminuyen drásticamente. Esta diferencia entre la velocidad de entrada y la de la corriente principal alrededor del cuerpo se debe al efecto de bloqueo, el cual es similar en ambos resultados, experimental y numérico.

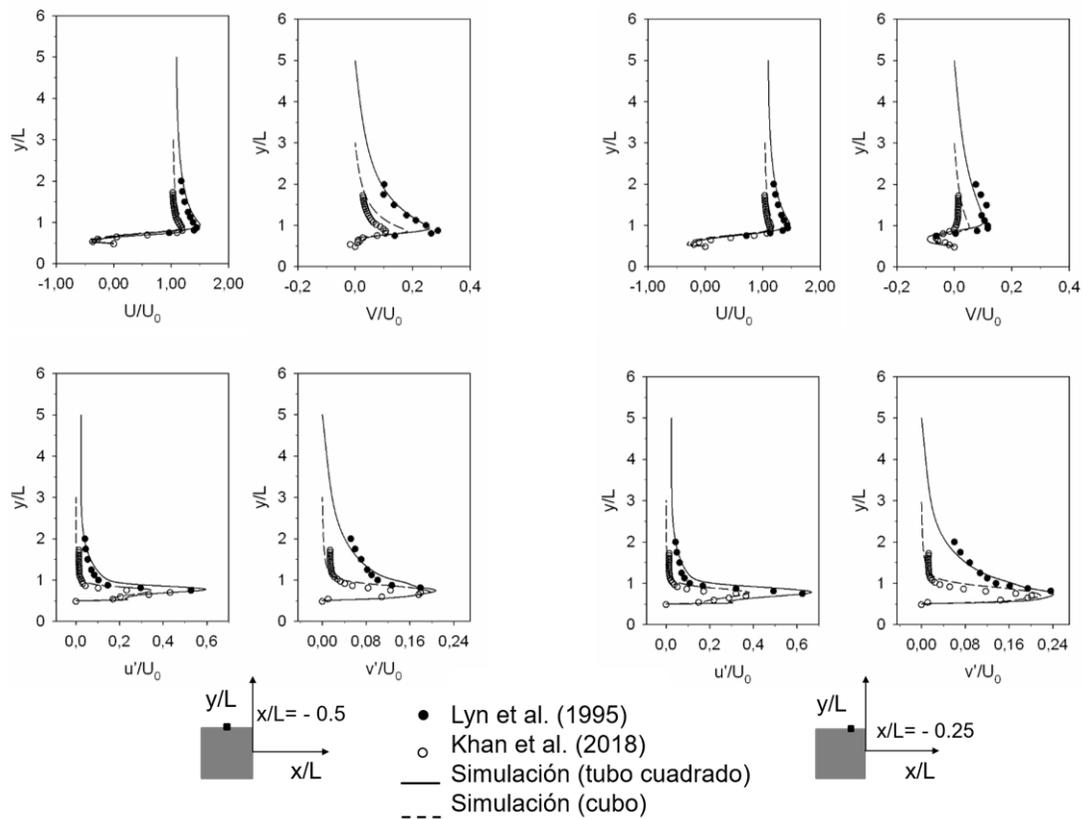


Figura 3.2. Perfiles de velocidad promedio e instantánea, comparación de valores numéricos y experimentales en diferentes puntos alrededor del cuerpo: a) $x/L=-0.5$ and b) $x/L=-0.25$.

Por otra parte, en la figura 3.3, se comparan los resultados numéricos aguas abajo del cuerpo sólido. La existencia de la estela detrás del cuerpo se confirma debido a los valores negativos en la velocidad promedio de la dirección x así como por el cambio de signo de la velocidad normal en el rango $0 < y/L < 1$. También, en esta misma zona, se encuentran los máximos valores de las fluctuaciones. Finalmente, en la figura 6b se muestra una zona detrás de la estela, donde la corriente principal regresa a una dirección positiva y la velocidad normal no presenta cambio de signo. Las fluctuaciones incrementan en esta zona debido a la cercanía con la corriente principal, (ver punto 3 en la figura 1.6). Se puede notar que el tubo cuadrado genera mayores valores de las fluctuaciones así como una estela más grande e intensa.

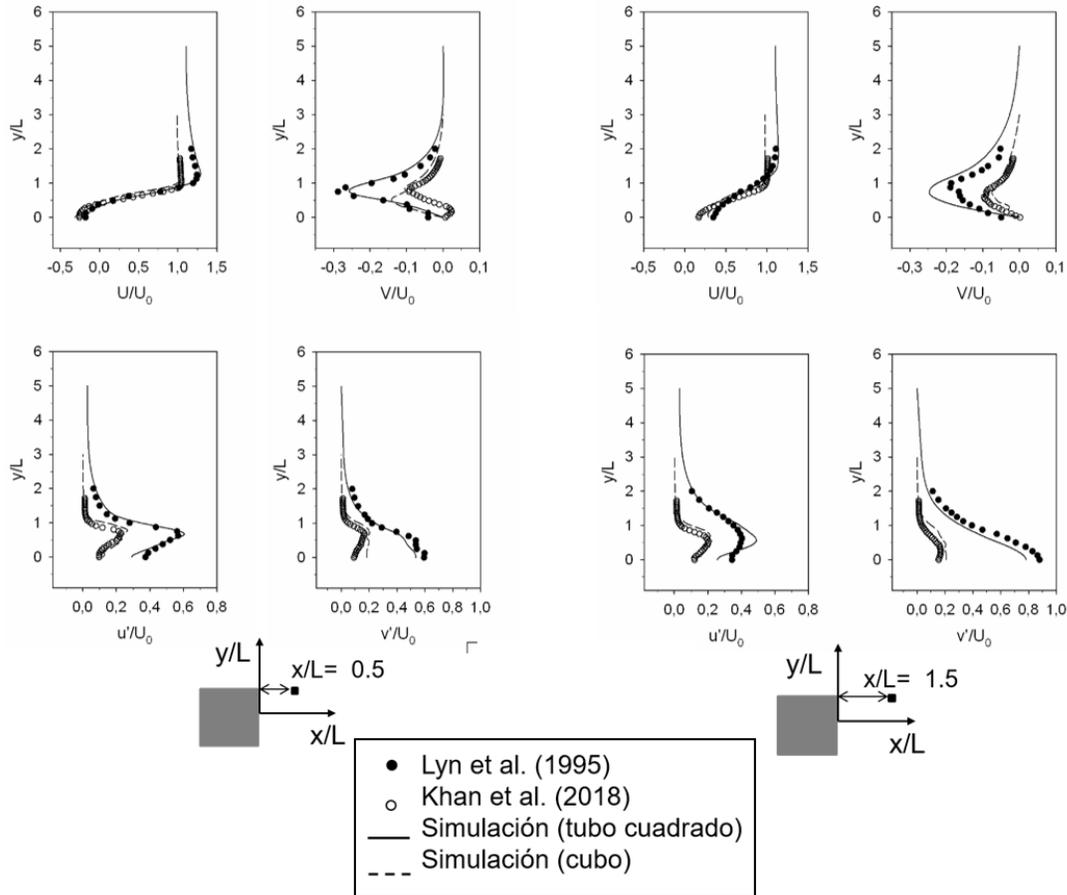


Figura 3.3. Perfiles de velocidad promedio e instantánea, comparación de valores numéricos y experimentales en diferentes puntos detrás del cuerpo: a) $x/L=0.5$ and b) $x/L=1.5$.

Con el objetivo de validar el código para bajos números de Reynolds, se evaluó el coeficiente de arrastre a Re entre 100 y 1000. En la figura 3.4 se compararon los resultados numéricos con correlaciones empíricas obtenidas de los trabajos de (Haider and Levenspiel, 1989; Ganser, 1993; Hölzer and Sommerfeld, 2008).

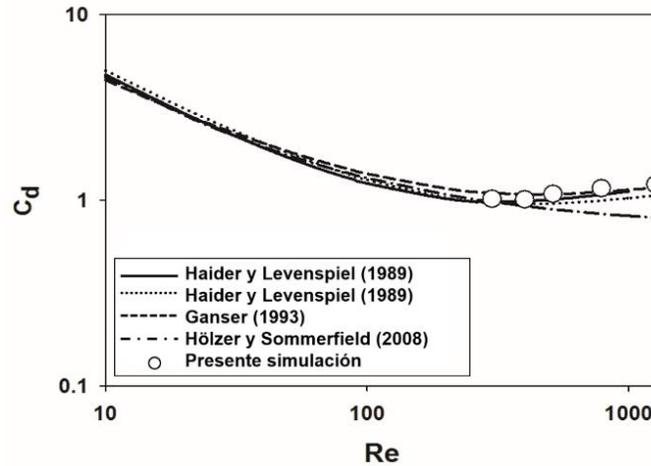


Figura 3.4. Variación del coeficiente de arrastre (C_d) con los números de Reynolds.

3.3 Perfil de temperatura

Para validar la transferencia de calor en el sólido en el código, los resultados numéricos de la temperatura promedio al interior del sólido en el caso 1p ($S_1/D=0.25$, $S_{2-3}/D=0.25$) se compararon con resultados experimentales propios. El experimento se llevó a cabo en un dispositivo similar a un túnel de viento, donde un cubo de papa de dimensiones $1.0 \times 1.0 \times 1.0$ cm, se colocó en la sección de prueba. La velocidad de entrada y la temperatura del aire fueron 2m/s y 40°C , respectivamente. La temperatura interna fue medida con un termopar tipo k envuelto en una vaina metálica que se insertó al centro del cubo de papa. El termopar se conectó a un registrador de datos (*data logger*) para recopilar el aumento de la temperatura.

La figura 3.5 muestra los perfiles de temperatura al interior del sólido, la línea continua representa el resultado de la simulación y la línea con puntos representa los resultados del experimento. En este caso, el tiempo se adimensionalizó con la ecuación: $t = t_r / (D^2 / \alpha)$, donde D es la longitud de referencia del sólido y α es el

coeficiente de difusión de calor, debido a que se considera el tiempo en que se transporta el calor dentro del sólido.

Se observa que al inicio de las gráficas existe una divergencia en los valores, esto puede atribuirse a que la simulación comienza un breve lapso de tiempo antes de que se presente la transferencia de calor. Conforme avanza el proceso de secado ambos resultados se aproximan, es decir muestran una buena concordancia.

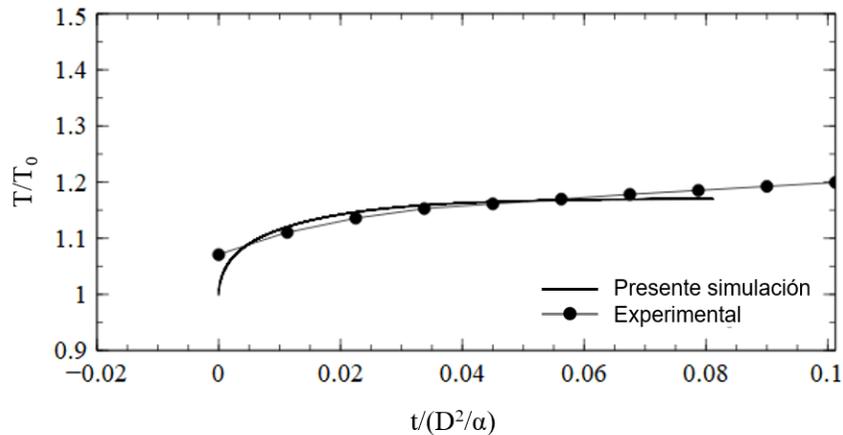


Figura 3.5 Perfil de temperatura al interior del alimento sólido.

Además, en la figura se observa que en ambos casos (numérico y experimental) el incremento de la temperatura en el sólido es más rápido en los primeros tiempos del proceso (0-0.035) debido a que existe mayor diferencia de temperatura entre el aire caliente y la superficie del alimento. Sin embargo, conforme transcurre el tiempo, el incremento de temperatura es más lento, ya que parte de la temperatura del aire se utiliza para evaporar el agua de la superficie por tanto el calentamiento del sólido disminuye.

Capítulo 4. RESULTADOS

4.1 CASO A

Esta parte del estudio se desarrolló con la finalidad de observar el efecto de las distancias entre los cuerpos sólidos una vez que el flujo está completamente desarrollado (lo cual ocurre a partir de la 4ª fila). Cabe mencionar que las condiciones de frontera periódicas permitieron llevar a cabo un gran número de simulaciones en mallas computacionales reducidas lo que implicó que los tiempos de cálculo fueran relativamente cortos.

4.1.1 Dominio computacional

Para las simulaciones numéricas se consideró un arreglo de vegetales en forma de paralelepípedo con dimensiones $D \times 0.5D \times 0.5D$. La longitud de referencia D , es el largo del paralelepípedo, ver figura 4.1a. El número de Reynolds es igual a $Re=4228$ para todas las simulaciones. El espacio longitudinal y transversal (en las componentes y, z) es señalado con S_1/D , S_2/D y S_3/D , respectivamente.

Debido a que las condiciones de frontera periódicas son aplicadas en las tres direcciones espaciales, el dominio computacional es reducido a la porción del arreglo mostrado en la figura 4.1b. El uso de las condiciones de frontera periódicas físicamente implica que las paredes de la cámara de secado no tienen influencia en ninguna dirección. La longitud es infinita en todas direcciones espaciales, esto indica que las direcciones son homogéneas. Estas condiciones permiten llevar a cabo la simulación en una zona donde el flujo está totalmente desarrollado (en estudios de arreglos tubos, la región de flujo totalmente desarrollado ha sido detectada después de la cuarta o quinta fila de tubos desde la entrada y lejos de las paredes laterales (Rollet-Miet et al., 1999)) lo que permite ahorrar recursos computacionales; sin embargo, sólo una fracción del arreglo es simulada.

El dominio computacional esquematizado en la figura 4.1b consiste en una celda cuyas dimensiones están señaladas con L_1/D , L_2/D y L_3/D en los ejes x , y , z ,

respectivamente. La malla fue refinada con una función tangente hiperbólica alrededor del objeto con el fin de obtener resultados más precisos en la interfase aire-alimento que es donde se lleva a cabo la convección de calor y masa y se espera que ocurran las variaciones más altas de velocidad y temperatura. Las características geométricas de los dominios computacionales se encuentran en la Tabla 2.

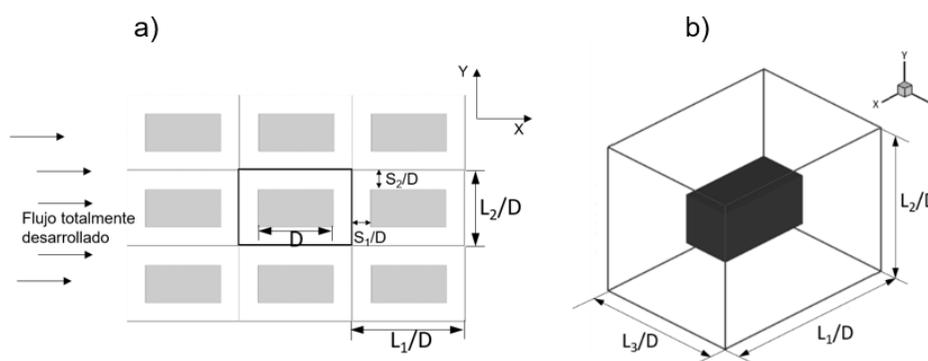


Figura 4.1. a) Diagrama esquemático en dos dimensiones de un arreglo de vegetales dentro de una cámara de secado de bandejas; b) dominio computacional.

Tabla 2. Características del dominio computacional

Simulación (Caso)	L_1/D	L_2/D	L_3/D	S_1/D	S_2/D S_3/D	Nodos ($n_x \times n_y \times n_z$)
1p	1.5	1.0	1.0	0.25	0.25	84x71x71
2p	2.0	1.0	1.0	0.50	0.25	106x71x71
3p	2.5	1.0	1.0	0.75	0.25	123x71x71
4p	3.0	1.0	1.0	1.0	0.25	116x71x71
5p	1.5	1.5	1.5	0.25	0.50	84x107x107
6p	2.0	1.5	1.5	0.50	0.50	106x107x107
7p	2.5	1.5	1.5	0.75	0.50	123x107x107
8p	3.0	1.5	1.5	1.0	0.50	116x107x107
9p	1.5	2.0	2.0	0.25	0.75	84x108x108
10p	2.0	2.0	2.0	0.50	0.75	106x108x108
11p	2.5	2.0	2.0	0.75	0.75	123x108x108
12p	3.0	2.0	2.0	1.0	0.75	116x108x108

4.1.2 Hidrodinámica

4.1.2.1 Líneas de trayectoria

En la figura 4.2 se muestra en el plano central x-y las líneas de trayectoria promediadas en el tiempo de los doce casos estudiados. Se observan dos comportamientos diferentes del flujo detrás del sólido, dependiendo del espaciamiento entre los cuerpos en la dirección del flujo principal, es decir en los espaciamientos horizontales $S_1/D=0.25$ (casos 1p, 5p y 9p) y $S_1/D \geq 0.5$ (casos 2p-4p, 6p-8p y 10p-12p).

En el caso de $S_1/D=0.25$, la estela cubre todo el espacio entre los cuerpos. Se puede observar que, a lo largo de esta zona, el flujo va hacia una dirección opuesta al flujo principal (ver el acercamiento en la figura 4.2). En un trabajo previo (Salinas-Vazquez *et al.*, 2014) se identificó que cuando dos cuerpos inmersos están muy cerca entre sí, aerodinámicamente se comportan como uno solo, ya que ambos cuerpos se conectan por una estela cuasi-estacionaria. Estas pequeñas separaciones producen un cambio drástico en el flujo el cual afecta la transferencia de calor y masa. Por ejemplo (Meinders and Hanjalí, 2001) afirman que la interferencia del flujo puede causar que la convección de calor se lleve a cabo lentamente debido a las bajas velocidades en esta zona.

En cambio, en los casos donde $S_1/D \geq 0.5$ (2p-4p, 6p-8p y 10p-12p) el comportamiento de la estela es similar, es decir, se puede notar que la estela converge en un punto (A) donde a partir de ahí, el flujo sigue su trayectoria paralela al flujo principal (ver rectángulos en la figura 4.2). Además, conforme la separación horizontal aumenta, el flujo en la estela se mezcla con el flujo externo que está a mayor temperatura. Por otra parte, la separación transversal S_{2-3}/D afecta el tamaño y la intensidad de las recirculaciones creadas en las zonas frontales y traseras del cuerpo.

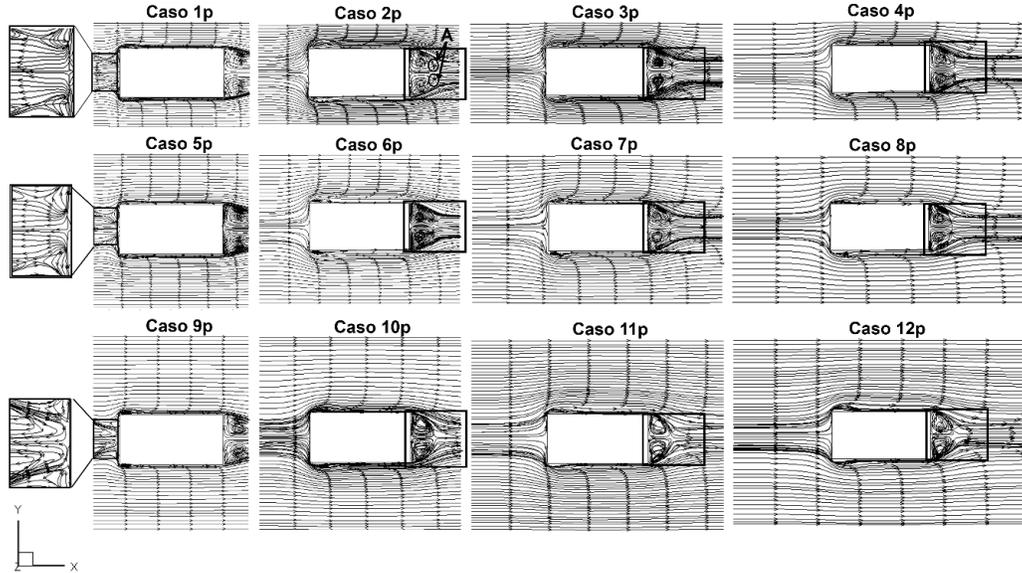


Figura 4.2. Líneas de trayectoria promedio de los casos 1p-12p tomadas en medio del plano x-y.

4.1.2.2 Velocidad promedio

En la figura 4.3 se muestran los contornos de velocidad promedio de la componente U/U_0 . La velocidad del flujo es muy baja al frente del sólido (lado izquierdo) debido a que se encuentra en la zona de estancamiento. La velocidad mayor se produce cerca de los vértices frontales que es donde el flujo se separa de la capa límite. En los casos cuya separación longitudinal es relativamente pequeña $S_1/D=0.25$ se observa que la velocidad al frente y detrás del sólido es negativa, lo que indica que la recirculación ocupa todo el inter-espacio. En los casos restantes la estela se expande detrás del sólido, particularmente, a partir de la separación longitudinal $S_1/D \geq 0.75$ se observa que el flujo fuera de la estela recupera su velocidad inicial ya que deja de estar influenciado por las recirculaciones, este hecho es favorable para la convección de calor del sólido subsiguiente. Por otra parte, la separación vertical/transversal más pequeña $S_{2-3}/D=0.25$ obstaculiza el paso del flujo en la dirección principal, lo que provoca un incremento en la velocidad del flujo que pasa sobre las caras laterales del sólido (efecto de bloqueo). Este suceso puede acelerar la transferencia de calor en las caras laterales del sólido. En los casos restantes, que tienen mayor espaciamiento

vertical, se observa que el flujo tiene la velocidad de entrada debido a que no está influenciado por el sólido.

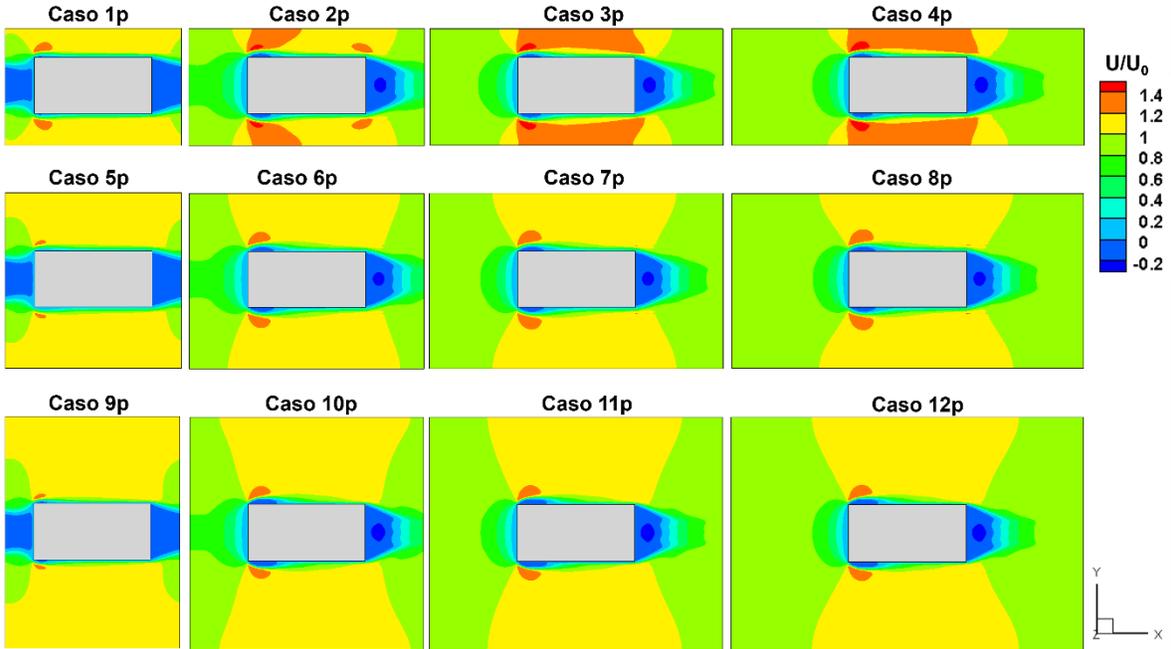


Figura 4.3. Contornos de velocidad promedio en la dirección x de los casos 1p-12p tomadas en medio del plano x - y .

Los contornos de velocidad promedio en la componente V/U_0 son mostrados en la figura 4.4. Se observa que la velocidad es muy baja en comparación con la velocidad en la componente U/U_0 debido a que no es la dirección principal. La velocidad es casi la misma en todo el dominio sólo cambia de dirección. En los casos donde la distancia longitudinal S_1/D es mayor a 0.25, en la estela del flujo se observan dos regiones con las mayores velocidades en esta componente debido a los remolinos generados en esta zona. En los casos 10p-12p la velocidad es baja alrededor de todo el sólido lo que beneficia una distribución más uniforme del flujo.

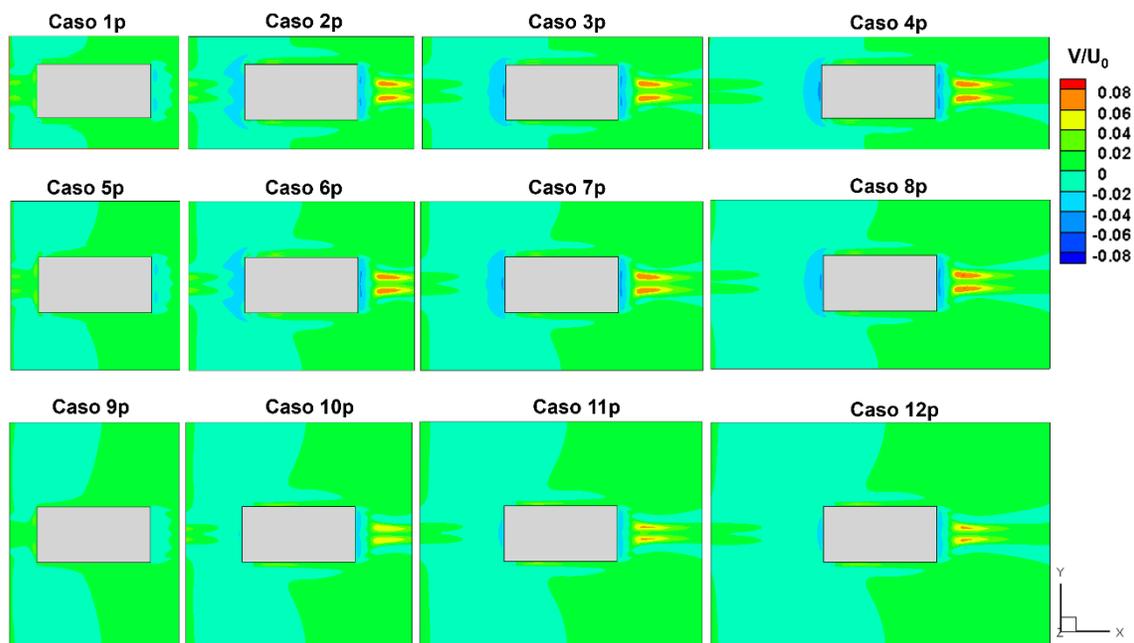


Figura 4.4. Contornos de velocidad promedio en la dirección y y de los casos 1p-12p tomadas en medio del plano x - y .

En la figura 4.5 se presentan los contornos de la componente de velocidad W/U_0 . En la mayor parte del dominio se observan bajas velocidades tanto positivas y negativas que alternan, lo cual indica que parte del flujo gira alrededor del sólido. La actividad del flujo en la componente W/U_0 confirma la tridimensionalidad del flujo que es característica de la turbulencia. Por otra parte, las velocidades más altas se observan en los vértices frontales y traseros donde tiene lugar la separación de la capa límite.

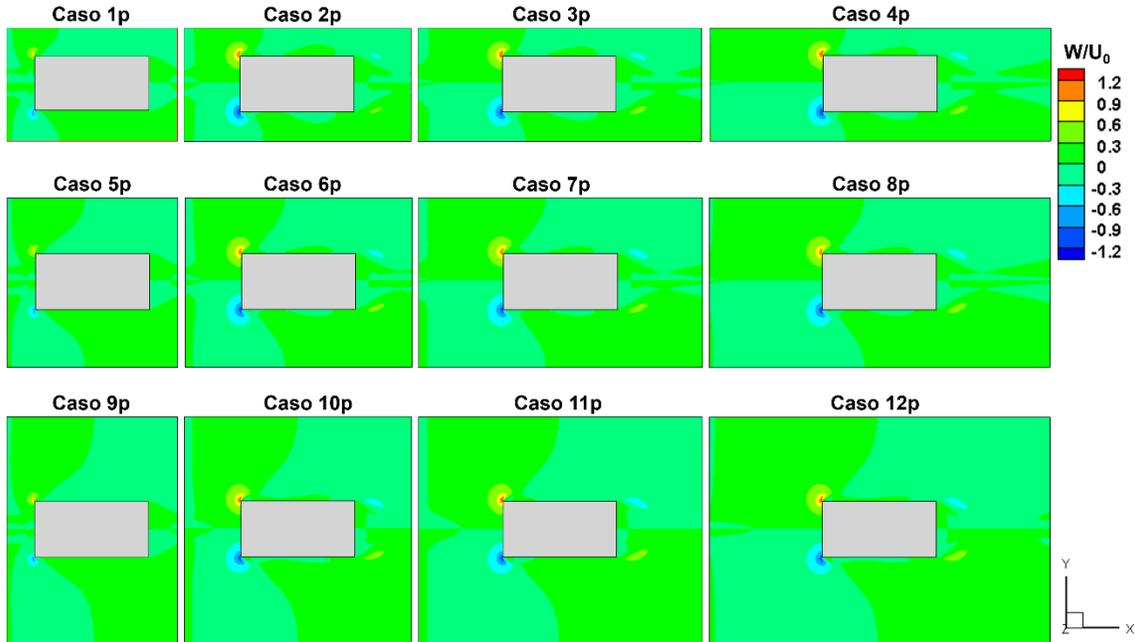


Figura 4.5. Contornos de velocidad promedio en la dirección z de los casos 1p-12p tomadas en medio del plano x-y.

4.1.2.3 Energía cinética turbulenta

En la figura 4.6 se muestran los contornos de energía cinética turbulenta $k = 1/2(u'u' + v'v' + w'w')$, la cual fue calculada para identificar aquellas zonas donde la intensidad turbulenta es máxima. En todos los casos, los mayores valores se localizan cerca de los vértices frontales del cuerpo, donde ocurre la separación de la capa límite, la cual promueve la generación de importantes gradientes de velocidad, que son la principal fuente de energía cinética turbulenta y podría favorecer la transferencia de calor y masa. La energía cinética también tiene altos valores en las paredes laterales del cuerpo y alrededor de la estela. La principal diferencia entre todos los casos es que la variación en la magnitud de k está en función de la distancia transversal, S_{2-3}/D , i.e., la magnitud de k incrementa conforme la distancia S_{2-3}/D disminuye y viceversa. Esto se debe al efecto de bloqueo (*blocking effect*) que incrementa la velocidad del flujo que pasa entre los cuerpos conforme la distancia transversal disminuye. En consecuencia, conforme la velocidad en la dirección del flujo principal incrementa, también lo hacen los

gradientes de velocidad. Esto se puede identificar en los resultados numéricos, en los que se detectó que, en la zona lateral entre los cuerpos, la velocidad del flujo en la dirección principal está en un rango de 1-1.3 cuando $S_{2-3}/D=0.75$ y 1-1.5 cuando $S_{2-3}/D=0.25$ (ver figura 4.3). Debido a que las zonas de mayor turbulencia también promueven altos gradientes de temperatura y concentración en las zonas adyacentes a la superficie del sólido, cuando $S_{2-3}/D=0.25$, las tasas de transferencia de calor y masa podrían incrementar.

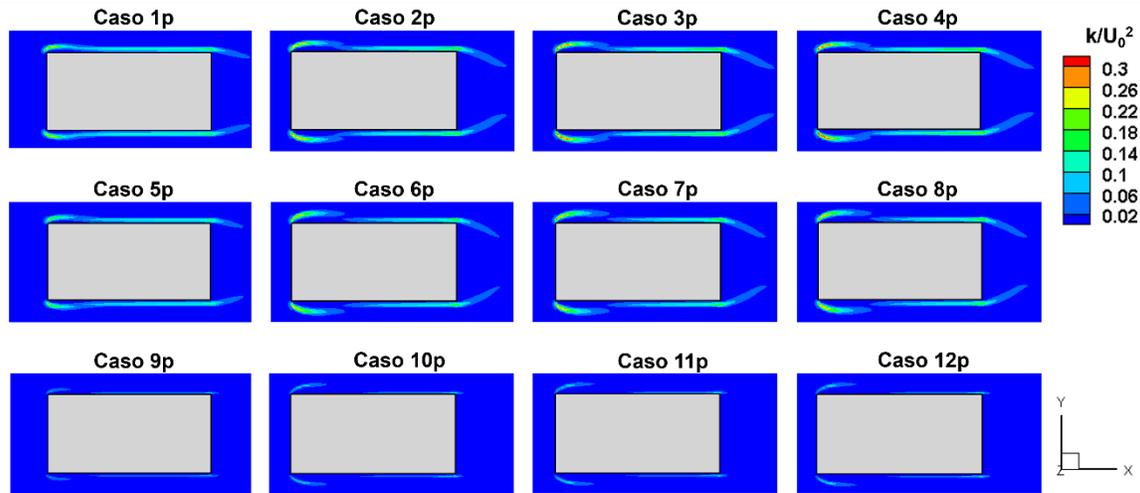


Figura 4.6. Contornos de energía cinética turbulenta tomados en medio del plano x-y.

4.1.2.4 Fluctuaciones de velocidad

Las fluctuaciones de velocidad o valores rms (*root mean square*), definidas matemáticamente como $u'_{rms}=(u'u')^{1/2}$ fueron calculadas para medir la intensidad de la turbulencia en una dirección determinada. En la figura 4.7 se muestran los contornos de la intensidad de las fluctuaciones en la componente x (u'_{rms}), los cuales son muy similares a los contornos de energía cinética turbulenta observados en la figura 4.6. Entonces, se puede afirmar que la principal fuente de energía cinética turbulenta está relacionada con esta componente. Esto se debe principalmente a la separación de la capa límite, como se mencionó anteriormente, la cual genera fuertes gradientes de velocidad en el flujo en la dirección principal.

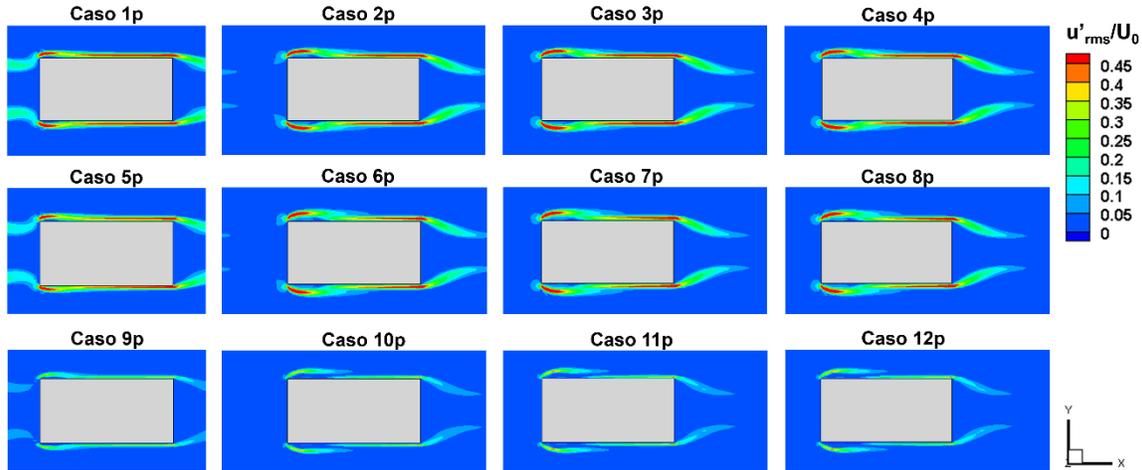


Figura 4.7. Contornos u'_{rms} de los casos 1p-12p tomados en medio del plano x-y.

Aunque las componentes transversales (por simetría los contornos v'_{rms} en el plano x-y son similares a los contornos w'_{rms} en los planos x-z) son más pequeñas que la componente horizontal, las primeras brindan información adicional acerca del flujo, especialmente del que está detrás del cuerpo, donde se encontraron los valores máximos. En la figura 4.8, se observa que esas componentes cambian su comportamiento detrás del sólido en función de las distancias (tanto transversales y horizontal) como se describe a continuación.

Se pueden identificar tres casos distintos. El primero, para los casos con el mínimo espaciamiento horizontal S_1/D . Estos casos (1p, 5p, y 9p) muestran valores casi nulos de v'_{rms}/w'_{rms} , detrás del cuerpo, esto concuerda con las líneas de trayectoria mostradas en la figura 4.2, donde se percibe que la estela es débil y pequeña en estos casos. El segundo comportamiento, se muestra en los casos 2p-4p (valores S_{2-3}/D pequeños) y los casos 6p y 7p (distancias S_1/D intermedias). En estos casos, se observa un contorno alargado alrededor de la estela, que coincide con el contorno u'_{rms} de la figura 4.7, y un contorno en el centro. Debido a la proximidad entre los cuerpos en la dirección transversal, el movimiento de la estela es limitado, por lo tanto, los valores máximos de las fluctuaciones en las componentes transversales se presentan en la zona de gradientes de velocidad máximos (de modo similar a los contornos u'_{rms}). Finalmente, el resto de los casos

(10p-12p) presentan un comportamiento similar al encontrado en el flujo alrededor de un solo cuerpo. En estos casos se observan dos zonas de color azul claro, donde el centro de la estela se mueve libremente generando altos valores de fluctuaciones v'_{rms} o w'_{rms} . Por otra parte, en todos los casos se encontró una segunda zona de altos valores v'_{rms} o w'_{rms} enfrente del cuerpo, (resultado de la separación de la capa límite).

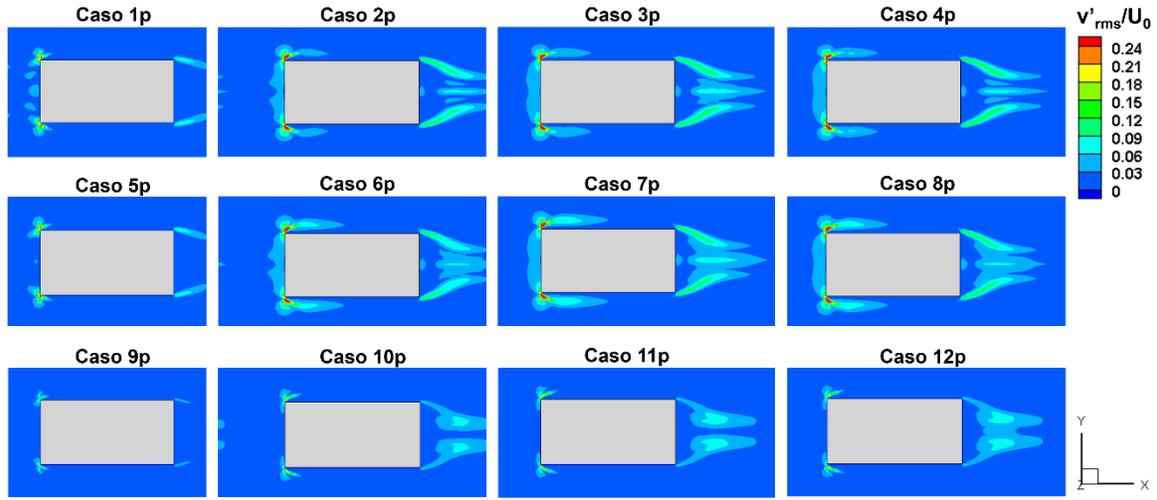


Figura 4.8. Contornos v'_{rms} de los casos 1p-12p tomados en medio del plano x-y.

4.1.3 Transferencia de calor transitoria

Para determinar la eficiencia de la transferencia de calor en cada caso de estudio, se calculó la diferencia de temperatura transitoria entre el aire y el cuerpo sólido (vegetal) mediante la siguiente ecuación:

$$\Delta T_{a-s} = (T_a(t) - T_s(t)) / (T_{a0} - T_{s0}) \quad (4.1)$$

Donde las temperaturas *bulk* promedio para el aire y el sólido están definidas en la ecuación (2.6) mientras T_{a0} y T_{s0} son las temperaturas iniciales del aire y del alimento, respectivamente y tienen valores constantes. De las condiciones límite periódicas en la ecuación de energía, (ver sección 2.1), se sabe que $\Delta T_{a-s} \rightarrow 0$ conforme $t \rightarrow \infty$.

Los resultados graficados en la figura 4.9 muestran un descenso de tipo exponencial de la diferencia de temperatura transitoria. La mejor transferencia de calor (mínimo ΔT_{a-s}) se encontró a 30 tiempos adimensionales en dos casos cuya distancia transversal fue mínima $S_{2-3}/D=0.25$ (1p-4p). Entre estos casos, los valores mínimos fueron 0.386 para el caso 1p, mientras el valor máximo de ΔT_{a-s} para el mismo tiempo fue de 0.449 en el caso 5p.

Es importante señalar que los casos con la mejor y peor transferencia de calor tienen un espaciamiento horizontal $S_1/D=0.25$, lo que indica que tanto la aerodinámica y la transferencia de calor resultan muy afectadas cuando la distancia horizontal S_1/D es mínima. Por ejemplo, en el caso (1p), el rápido incremento de la temperatura se debe principalmente a las zonas de alta turbulencia alrededor del sólido. En cambio, en el caso 5p, la disminución de la turbulencia y la baja velocidad de la estela cuasi-estacionaria reducen drásticamente la convección de calor. A pesar de que en el caso 1p la eficiencia térmica es alta, la estela cuasi-estacionaria podría afectar la uniformidad del secado en las caras frontal y trasera. Por esta razón, se piensa que no es conveniente en este trabajo utilizar estas distancias. En cambio, los casos cuyo espaciamiento transversal es $S_{2-3}/D=0.75$ y la separación horizontal es $S_1/D>0.5$ (10p-12p), son considerados una buena opción debido a que no son sensibles a los patrones de flujo. Finalmente, los casos cuya distancia transversal es $S_{2-3}/D=0.5$ y la distancia horizontal $S_1/D>0.5$ (6p-8p) no se descartan, sin embargo, presentan una baja eficiencia de transferencia de calor.

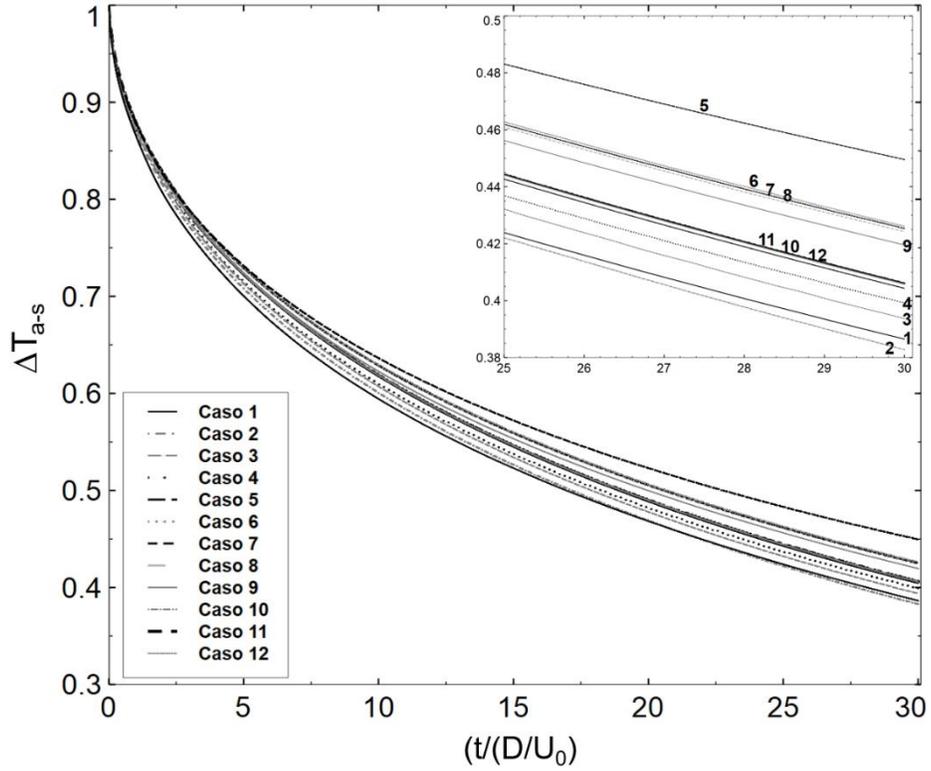


Figura 4.9. Diferencias de temperaturas transitorias entre el aire y el cuerpo sólido (vegetal) a lo largo del tiempo.

A pesar del resultado anterior, en el proceso de secado en frutas y vegetales es especialmente importante y se espera que el secado se lleve a cabo de manera uniforme en todo el sólido. Para evaluar esta característica se calculó la temperatura *bulk* promedio en las superficies de las seis caras utilizando la siguiente ecuación:

$$T_{surf} = \int T(\vec{x}, t) dS_{body} \quad (4.2)$$

Donde $\forall_{surf} \in \{\text{frontal, trasera, laterales}\}$, $T = (\vec{x}, t)$ representa la temperatura instantánea local en las superficies. Por simetría en el cuerpo, las cuatro paredes laterales tienen el mismo comportamiento, por lo tanto, se obtuvo un valor promedio.

En la figura 4.10, se presentan las gráficas de las temperaturas promedio de las superficies de cada cara del cuerpo sólido. Como se esperaba, estas curvas descienden más rápido que las de la figura 4.9. En general, en todos los casos se identificó que la mayor transferencia de calor ocurre en la pared frontal y la menor transferencia de calor en las paredes laterales.

Nuevamente se manifiesta un singular comportamiento en los casos 1p, 5p y 9p cuya distancia S_1/D es mínima. En estos casos se observa que las temperaturas en las paredes son muy similares, sin embargo, ocurren dos inconvenientes. En primer lugar, el incremento de la distancia transversal S_{2-3}/D provoca que la transferencia de calor disminuya considerablemente. En segundo lugar, cuando alguno de estos casos se compara con otros que tienen la misma distancia transversal, es decir, si se agrupan los casos de la siguiente manera (2p, 3p, 4p), (6p, 7p, 8p), y (10p, 11p, 12p), se observa que la temperatura en las caras frontal y trasera es menor. Por ejemplo, en el caso 1p los valores del parámetro ΔT_{a-surf} en el tiempo 30 en la cara frontal y trasera son 0.14 y 0.16, respectivamente, mientras a los casos 2p-4p le corresponden valores de 0.12 en ambas caras. Por lo tanto, se puede concluir que la estela cuasi-estacionaria retarda la transferencia de calor en las caras frontal y trasera.

De lo anterior se puede notar que el incremento de la distancia horizontal S_1/D mejora la transferencia de calor en las caras frontal y trasera. Por otra parte, se advierte que a partir de una distancia $S_1/D > 0.25$ los resultados son independientes cuando la distancia S_{2-3}/D se mantiene constante (por ejemplo, los casos se pueden agrupar de la siguiente forma: 2p-3p-4p, 6p-7p-8p and 10p-11p-12p). Sin embargo, si se cambia la distancia transversal S_{2-3}/D , manteniendo S_1/D constante (por ejemplo, casos 4p, 8p y 12p), se observa que la diferencia de temperatura entre las paredes es menor cuando la distancia transversal es máxima $S_{2-3}/D = 0.75$, esto es, en los casos 10p a 12p, se encuentran temperaturas similares en todas las paredes para tiempos (t) mayores a 20. Esta característica indica que en los casos (10p-12p) el calentamiento se lleva a cabo de manera más uniforme.

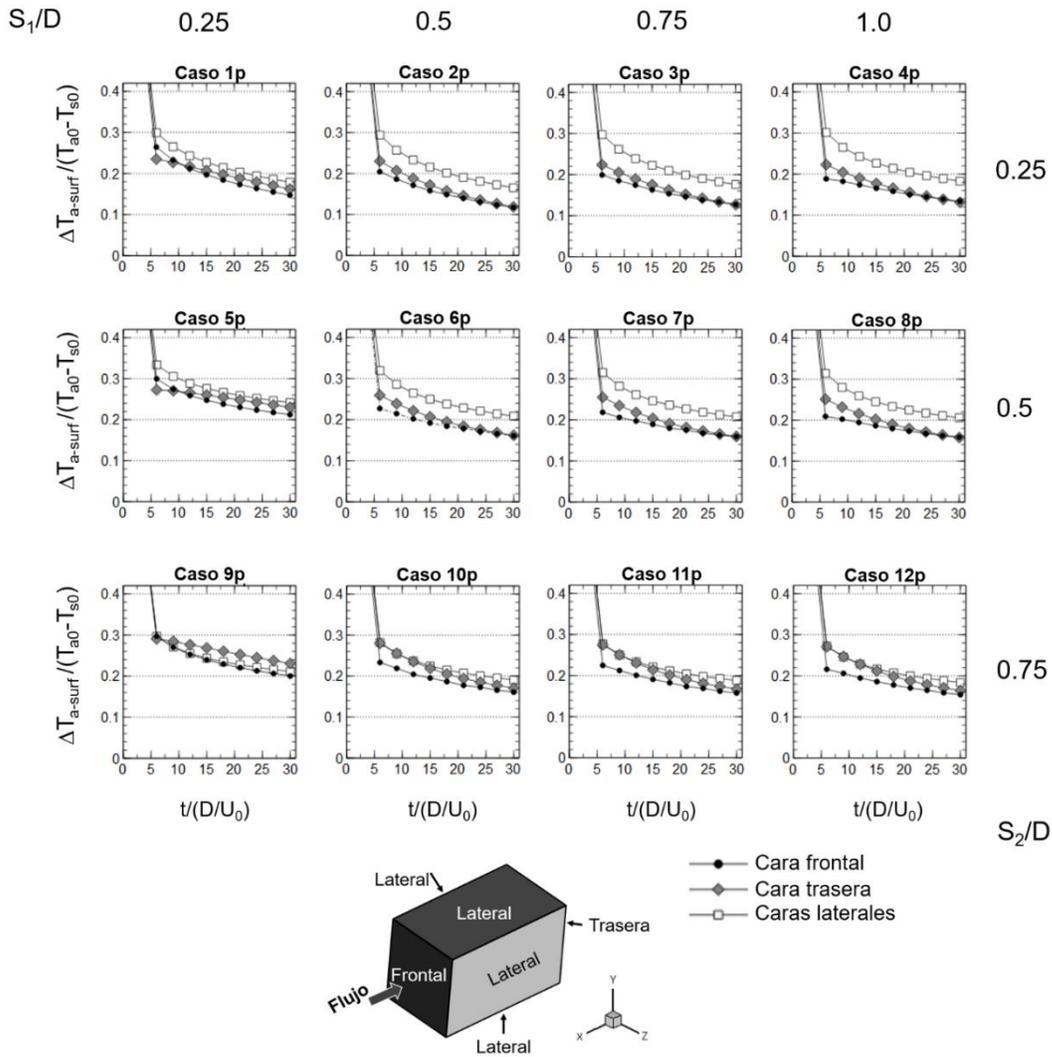


Figura 4.10. Gráficas del incremento de la temperatura promedio en las superficies del sólido a lo largo del tiempo en los doce casos simulados.

Asimismo, con el objetivo de determinar la uniformidad de la temperatura en cada pared se propuso un parámetro para evaluar cuánto se aleja el valor de la temperatura instantánea local del valor de la temperatura promedio en la pared del sólido. Este parámetro se identificó como *uniformidad de la temperatura en las paredes* e indica qué tan homogéneo es el calentamiento del alimento en las superficies; es decir, altos valores de $T_{unif}(t)$ significa que existen altas fluctuaciones de temperatura instantánea alrededor de la temperatura promedio

$T_{surf}(t)$, mientras que los valores bajos de esta variable ($T_{unif}(t)$), están relacionados con la existencia de uniformidad espacial de la temperatura en la pared.

La uniformidad de la temperatura es definida con la siguiente ecuación:

$$T_{std}(t) = \sqrt{\left[\sum_{i=1}^{N_{surf}} (T_{surf}(t) - T(\vec{x}, t)_i)^2 \right] / N_{surf}} \quad (4.3)$$

Donde $T_{surf}(t)$ es la temperatura *bulk* promedio en cada superficie, obtenida con la ecuación (4.2), $T(\vec{x}, t)$ es la temperatura local instantánea y N_{surf} representa el número de puntos (nodos) que conforman la superficie del sólido.

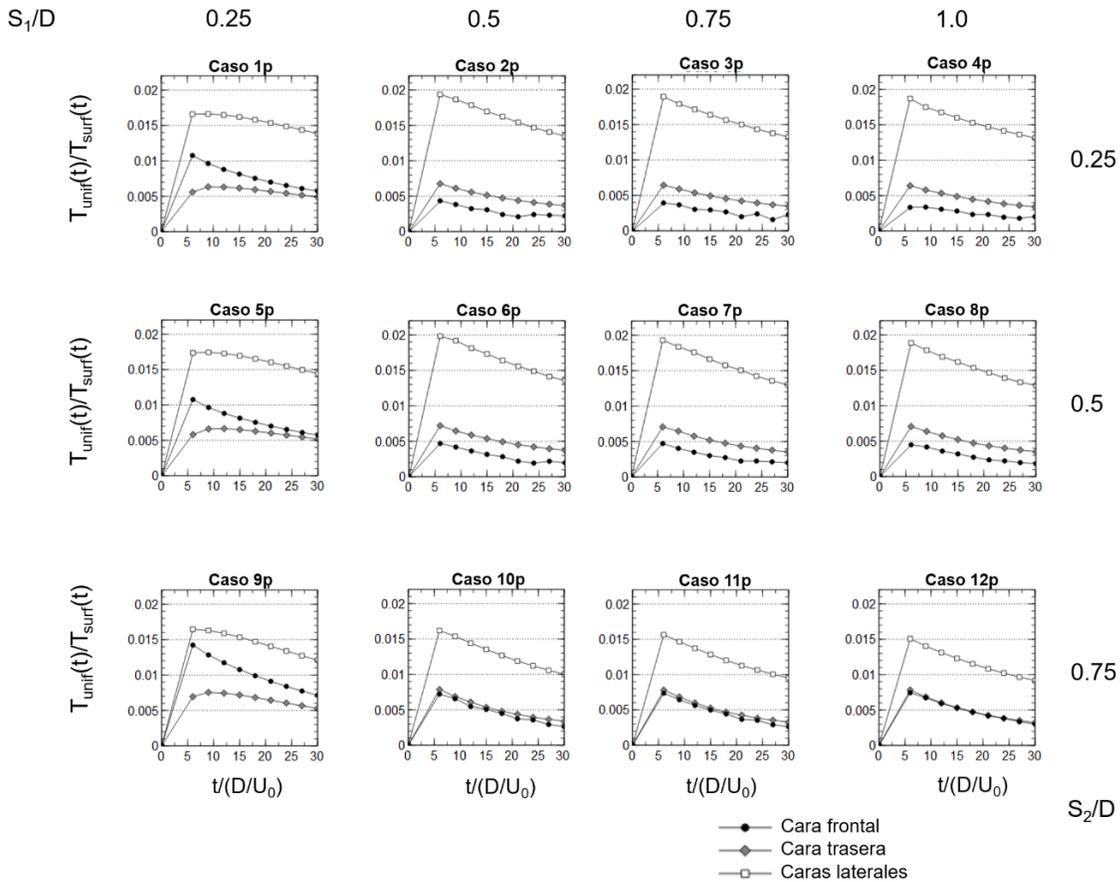


Figura 4.11. Gráficas de la uniformidad de la temperatura en las superficies del sólido (vegetal).

En la figura 4.11 las gráficas muestran la evolución de la uniformidad de temperatura en las paredes del sólido durante 30 tiempos adimensionales. En primer lugar, se puede notar que los casos donde la distancia S_1/D es mínima (casos 1p, 5p y 9p) se presentan las mayores variaciones de temperatura en las paredes frontal y trasera ($T_{unif}(t)/T_{surf}(t) \geq 0.005$), debido al efecto de la estela cuasi-estacionaria. En cambio, en los casos cuya distancia horizontal es mayor a 0.25 y la separación transversal es menor a 0.75 la temperatura es más uniforme en las caras frontal y trasera ($T_{unif}(t)/T_{surf}(t) < 0.005$). Finalmente, la mayor uniformidad en cada una de las paredes se observa en los casos 10p, 11p y 12p, que tienen el mayor espaciamiento transversal, es decir, los valores $T_{unif}(t)/T_{surf}(t) < 0.004$ en las caras frontal y trasera y $T_{unif}(t)/T_{surf}(t) < 0.011$ para las paredes laterales. Lo anterior indica que hay un calentamiento menos homogéneo en los casos donde S_1/D es mínimo. Por otra parte, es importante mencionar que, en todos los casos, el valor de las paredes laterales siempre es mucho mayor que en las otras caras $T_{unif}(t)/T_{surf}(t) > 0.011$ debido a que tienen una mayor área y el flujo se comporta diferente respecto a las paredes frontal y trasera.

En la figura 4.12 se muestran los contornos de temperatura al interior del alimento tomados en medio del plano $x-y$ en tres tiempos distintos. Se observa, los contornos presentan una forma elíptica la cual es similar a los contornos obtenidos por otros autores en trabajos numéricos previos (Hussain and Dincer, 2003) and (Chandra Mohan and Talukdar, 2010). Por otra parte, los resultados muestran que en los primeros tiempos de secado las zonas de más alta temperatura en el sólido se encuentran en los vértices, lo cual indica que el secado comienza en esas zonas. Aunque los contornos de los casos 1p y 2p muestran los valores de temperatura más altos (lo cual concuerda con lo observado en la figura 4.9), se debe tener presente que existe mayor diferencia de temperatura entre las caras frontales y trasera respecto a las caras laterales (ver Figura 4.10). En cambio, en los casos donde la distancia transversal $S_{2-3}/D \geq 0.5$ se observa menor diferencia en los contornos cercanos a las superficies, es decir, el contorno verde predomina en las zonas próximas a la superficie, lo anterior confirma tanto los resultados de

las gráficas de la figura 4.11 y que el incremento en la distancia transversal promueve un calentamiento más uniforme.

Asimismo, el efecto de la uniformidad en las muestras de alimento se puede apreciar en la figura 4.13 en donde se comparan los contornos de temperatura en las paredes frontal y trasera de los casos 1p y 12p a 30 tiempos adimensionales. En la figura se observa que en el caso 1p, la temperatura al centro de las caras frontal y trasera es menor que el resto de la superficie, mientras que en el caso 12p las superficies frontal y trasera tienen prácticamente la misma temperatura.

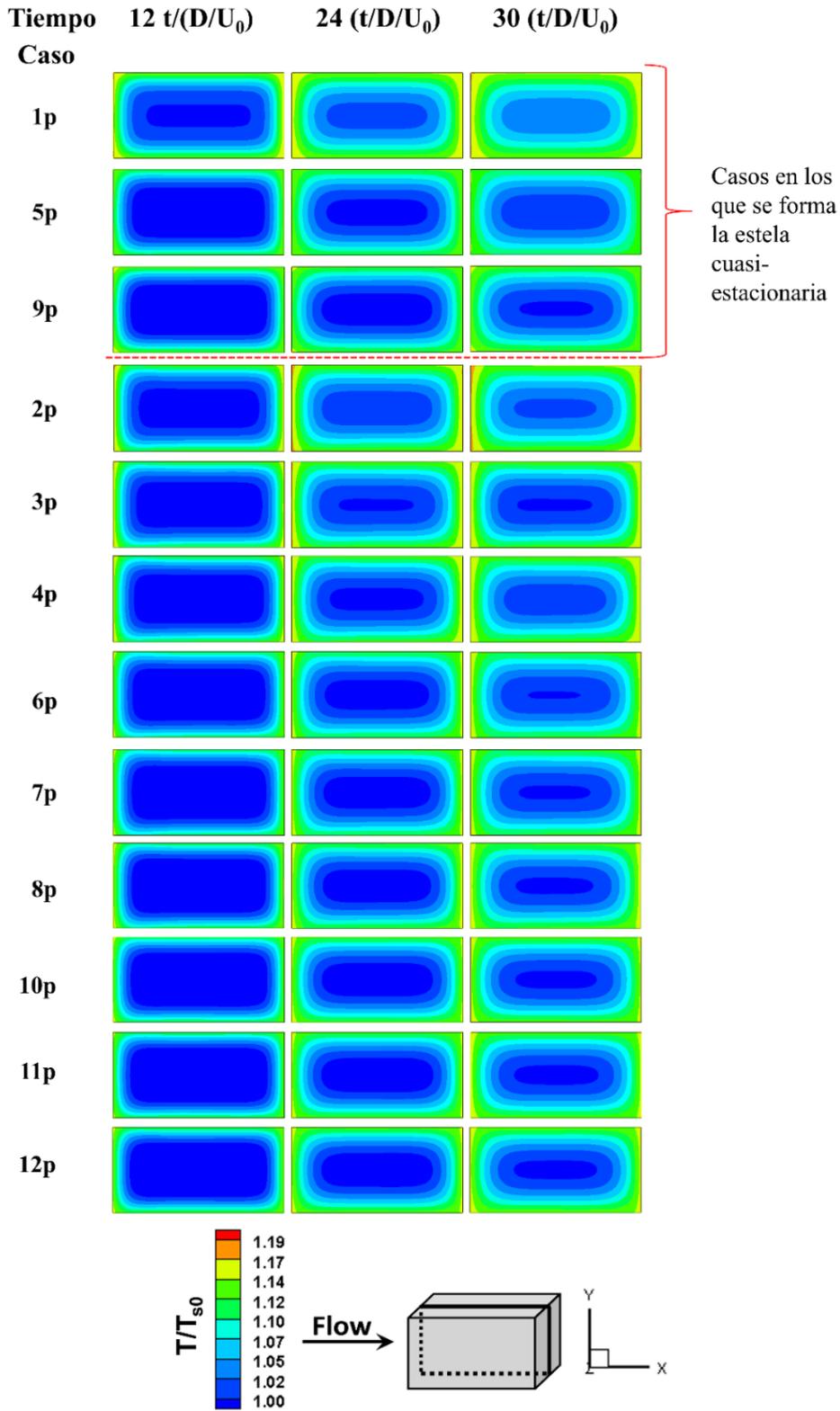


Figura 4.12. Contornos de temperatura tomados en el plano x-y en medio del sólido en tres diferentes tiempos adimensionales: 12, 24 y 30.

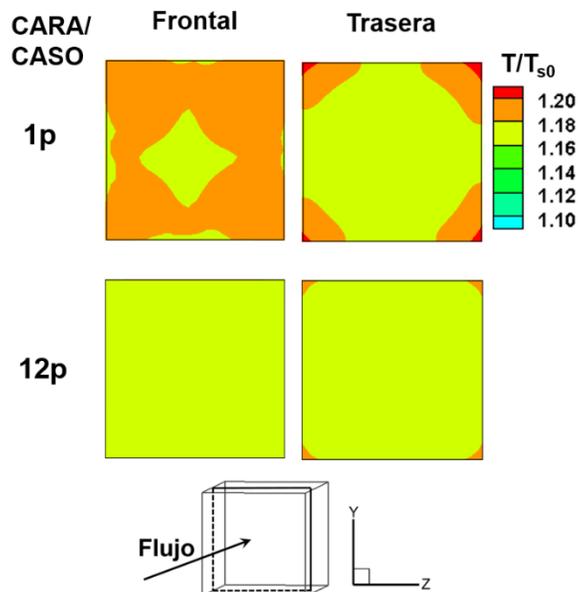


Figura 4.13. Contornos de temperatura en el plano y - z de las caras frontal y trasera del sólido de los casos 1p y 12p a 30 tiempos adimensionales.

4.4 Transferencia de masa

El estudio de transferencia de masa se enfoca a los casos que mostraron un calentamiento más uniforme (10p-12p) y dos casos de referencia (4p y 8p), como fue discutido en la sección anterior. En la figura 4.14, se muestran los contornos de concentración de humedad al interior del sólido en diferentes tiempos adimensionales (12 y 30 tiempos). Comparando los contornos de temperatura y concentración de masa, se puede observar que el transporte de calor por conducción es más rápido que el transporte de masa por difusión, estos resultados concuerdan con los presentados en el trabajo de (Defraeye & Radu, 2017). Estas diferencias pueden ser atribuidas a dos factores principalmente: en primer lugar, el coeficiente de difusión de masa (Γ_c), que está en función de la temperatura instantánea, es menor que el coeficiente de difusión de calor (Γ_T); en segundo lugar, la cantidad de humedad transportada desde la superficie del alimento sólido hacia el aire es determinada por la actividad de agua en la superficie.

Por otra parte, se observa que, al inicio del proceso, la superficie pierde gran cantidad de humedad. Este comportamiento sucede en el periodo de secado

constante, el cual es controlado por la difusión en la interfase aire-sólido (Mujumdar, 2007; Berk, 2009). Mientras, a los 30 tiempos se observa la formación de más contornos de concentración al interior del sólido debido a que la humedad evaporada es reemplazada por el agua transportada desde el interior del sólido (vegetal) es por este motivo que la humedad de la superficie no alcanza un valor nulo.

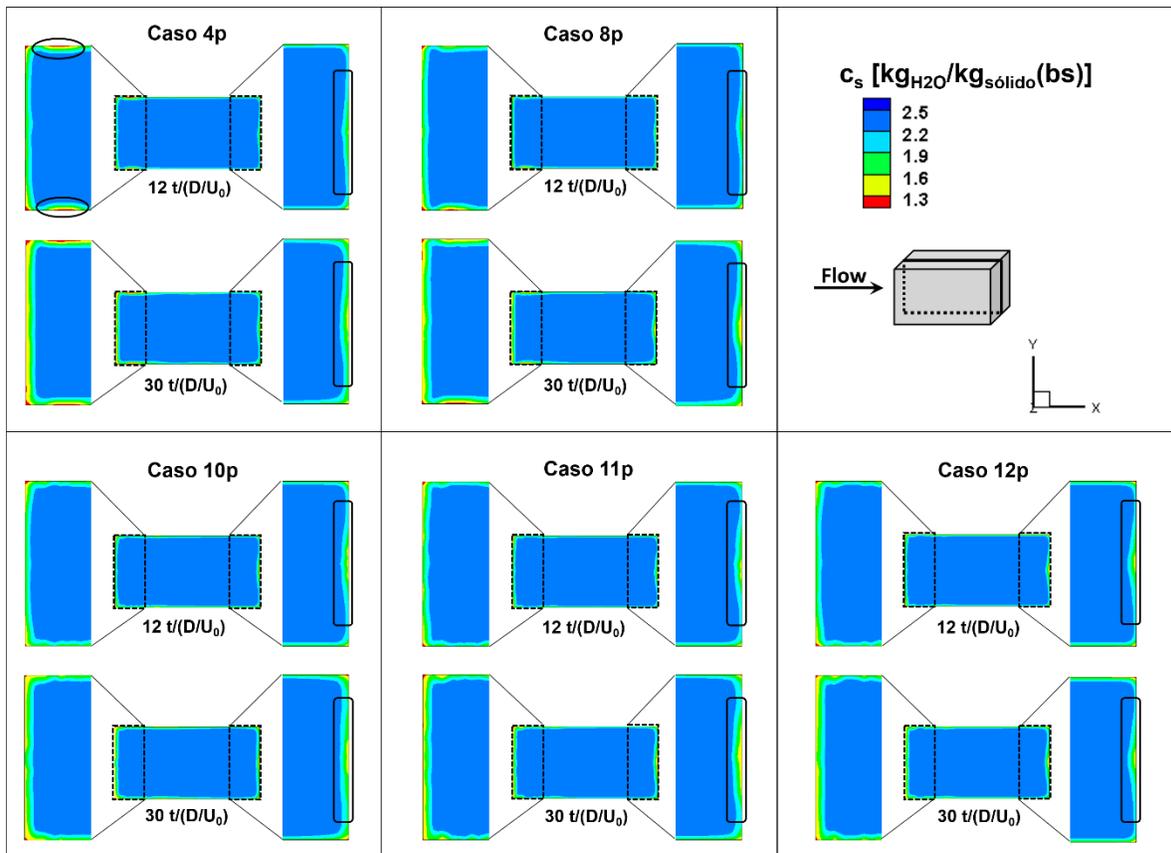


Figura 4.14. Contornos de concentración de masa tomados en el plano x-y en medio del sólido en dos tiempos adimensionales: 12 y 30.

Continuando con la figura 4.14 también se puede observar que la concentración de humedad mínima en la superficie del cuerpo es localizada en los vértices, donde la concentración cae a valores cercanos a 1.3 (ver los acercamientos en estas zonas). Además, se puede identificar que en todos los casos los contornos en amarillo se encuentran del lado izquierdo, que corresponde a la cara frontal. En

esta cara también ocurre la mayor transferencia de calor, lo que significa que los altos valores de temperatura benefician la tasa de evaporación de la humedad. De igual manera, en la cara trasera la recirculación en la estela del sólido también influye en la forma de los contornos (marcados con rectángulos redondeados) donde se observa una ligera curva.

Finalmente, observando en la figura 4.14, el caso 4p, cuya distancia transversal es mínima ($S_{2-3}/D=0.25$) y la actividad turbulenta alrededor del cuerpo es alta (ver figura 4.6), se forma una zona de baja concentración en las caras laterales cerca de la cara frontal (señaladas con elipses). Sin embargo, conforme el tiempo incrementa, la concentración de humedad en estas caras tiende a tomar una forma plana, similar a la forma de los contornos de los otros casos. Lo anterior muestra que, aunque al inicio del proceso de secado está severamente influenciado por la velocidad del flujo y la temperatura, después de cierto tiempo el proceso se vuelve similar en los diferentes casos. Este comportamiento puede ser atribuido a que la difusión de masa en la superficie depende de parámetros externos pero la migración de concentración de masa desde el interior del sólido hacia la superficie depende de las propiedades del alimento. Además de lo antes mencionado, la situación del caso 4p podría desencadenar que se forme una costra que obstaculice el transporte de humedad del interior a la superficie. Este efecto, conocido como *case hardening* (Achanta et al 1997; Gulati and Datta, 2015), es promovido a altas temperaturas, altas velocidades de secado y baja humedad relativa en el aire (Willis et al 1999; Mayor and Sereno, 2004).

Por otra parte, se calculó la humedad *bulk* promedio al interior del sólido, de forma similar a la ecuación (2.6):

$$c_s = \frac{1}{TotalVolum_{body}} \int c(x, t) dV_{body} \quad (4.4)$$

Donde $c(x, t)$ es la concentración de humedad local instantánea.

La figura 4.15 muestra las gráficas de la concentración de humedad promedio en el sólido a través del tiempo. Se observan pequeñas diferencias entre las gráficas en los casos cuya distancia transversal es $S_{2-3} \leq 0.5$ (presencia de alta turbulencia)

que muestran ligeramente menor contenido de humedad. Por ejemplo, la concentración de humedad en los casos $S_{2-3}/D \leq 0.5$ es de 2.41 kg/kg mientras que en los casos $S_{2-3}/D = 0.75$, la concentración de humedad es ligeramente mayor a 2.425 kg/kg. Aparentemente, la transferencia de masa en los casos a $S_{2-3} \leq 0.5$ es mejor que en los casos cuya distancia transversal es máxima, sin embargo, estos resultados no consideran la uniformidad de la concentración de humedad.

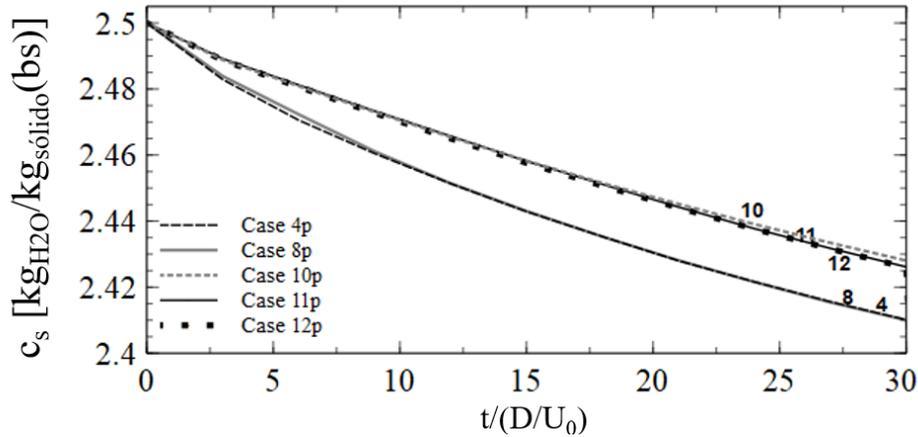


Figura 4.15. Tasa de concentración de masa promedio dentro del sólido (alimento).

Para analizar la uniformidad del secado se comparó la pérdida de concentración de humedad entre las superficies del alimento. La concentración de humedad promedio en las superficies a lo largo del tiempo se calculó utilizando una expresión similar a la ecuación (4.1). Las gráficas de concentración de humedad en las paredes son mostradas en la figura 4.16. En las gráficas se observa que, en todos los casos, la concentración de humedad en la cara frontal disminuye más rápido, lo cual es congruente con el mayor incremento de temperatura en esta cara, como se mostró en la figura 4.10. Por otra parte, como sucedió en el caso de la transferencia de calor, la transferencia de masa también es influenciada por la distancia de la dirección del flujo principal, S_1/D . Por ejemplo, en los casos donde la distancia $S_1/D = 1.0$ (casos 4p, 8p y 12p), se manifestó el más bajo contenido de humedad en las caras frontal y trasera (un rango de 1.35-1.55 kg/kg). Por el contrario, cuando $S_1/D \leq 0.75$ (casos 10p y 11p) las mismas caras presentaron valores de concentración de masa en un rango de (1.45 – 1.75 kg/kg). En

consecuencia, la mejor eficiencia en secado es observada a una distancia horizontal de $S_1/D=0.1$.

Además, en los casos con máximo espaciamiento transversal $S_{2-3}=0.75$ (casos 10p-12p), los cuales muestran menores velocidades de secado, en las caras laterales la concentración de humedad disminuye 0.3 kg/kg en 30 tiempos, a diferencia de los casos 4p y 8p (distancias $S_{2-3}=0.25$ y 0.5, respectivamente) donde al inicio la concentración de humedad disminuye 0.25 kg/kg en los primeros 15 tiempos, sin embargo, a partir de este tiempo la humedad se mantiene casi constante. Esta diferencia puede deberse a que en los casos donde el secado se lleva a cabo a bajas velocidades la superficie no se endurece (case hardening). Además, de acuerdo con (Mayor and Sereno 2004) a bajas velocidades de secado, la difusión de agua desde el interior al exterior del material sucede a la misma tasa que la evaporación desde la superficie.

Por último, comparando las gráficas de la pérdida de humedad en las superficies de los casos 10p a 12p se puede observar que en el caso 12p la pérdida de humedad es muy similar en las caras frontal y trasera.

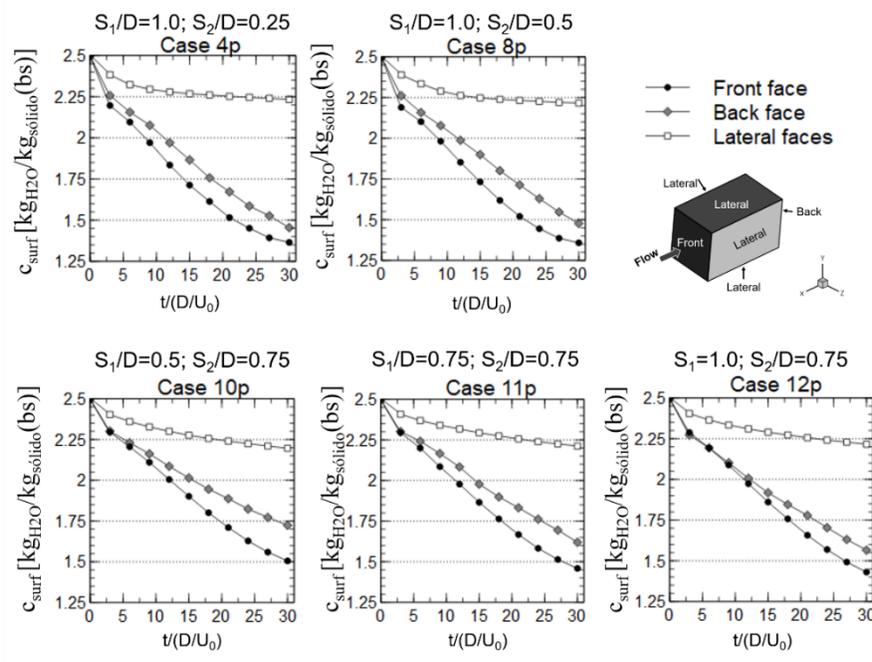


Figura 4.16. Gráficas de la pérdida de concentración de humedad promedio en las superficies del sólido a lo largo del tiempo.

4.2 CASO B

Para continuar con el estudio de la influencia del espaciado entre rebanadas en el proceso de secado dentro de un secador tipo charolas, es necesario llevar a cabo simulaciones numéricas del proceso de secado a la entrada del dispositivo. Se compararon dos de los mejores casos encontrados en el caso A: casos 4p y 12p.

4.2.1 Dominio computacional

El dominio computacional mostrado en la figura 4.17 es un arreglo en línea de cuatro rebanadas de alimento colocadas en el centro de la cámara de secado. Las dimensiones normalizadas del dominio computacional son l_x/D , l_y/D y l_z/D . En la figura 4.17b E_x/D y E_{y-z}/D representan las distancias entre rebanadas en las direcciones horizontal y transversales. Debido a que las rebanadas están distribuidas a lo largo del eje x , la distancia entre ellas (a diferencia de los casos periódicos) se muestra completa, por ejemplo, en este dominio el espaciado horizontal $E_x/D=2.0$ para los casos periódicos equivale a $S_1/D=1.0$. Las distancias desde la entrada a la primera rebanada y del último sólido a la salida están señaladas con las letras b_1/D y b_2/D respectivamente, las cuales permiten reducir el efecto del flujo en la entrada y la salida del dominio.

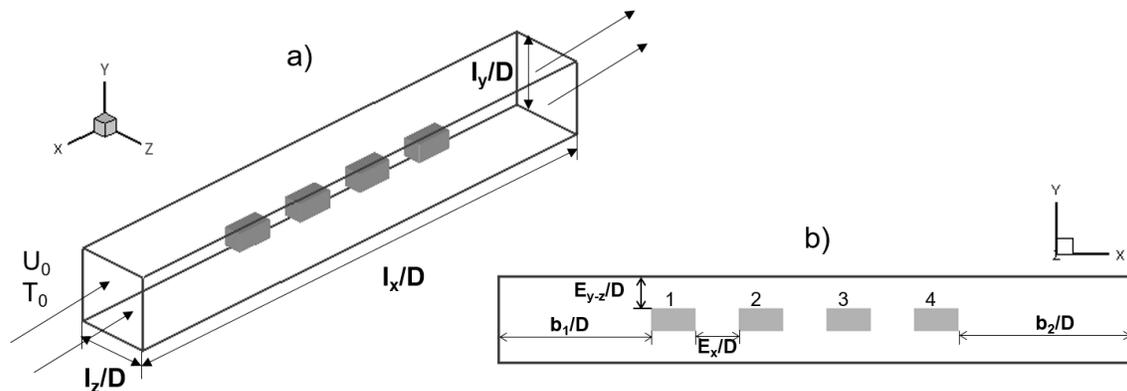


Figura 4.17. a) Dominio computacional del arreglo en línea de alimentos sólidos; b) vista en 2D del dominio en el plano x - y .

Tabla 4.2. Características del dominio computacional caso B

Simulación (caso)	l_x/D	l_y/D	l_z/D	b_1/D	b_2/D	E_x/D	E_y/D E_z/D	Resolución de la malla ($n_x \times n_y \times n_z$)
1t (4p)	17.5	1.0	1.0	3.5	4.0	2.0	0.25	432x71x71
2t (12p)	17.5	2.0	2.0	3.5	4.0	2.0	0.75	432x108x108

4.2.2 Hidrodinámica

4.2.2.1 Líneas de trayectoria

La figura 4.18 muestra las líneas de trayectoria alrededor de cada uno de los sólidos colocados al inicio de la cámara de secado. Estas líneas se obtuvieron en medio del plano x-y para dos casos de estudio. En esta parte de la cámara de secado, las rebanadas de alimento están cerca de la entrada de aire, donde el flujo se está desarrollando, por este motivo se observa diferente comportamiento a lo largo del dominio. Aunque existe una considerable separación horizontal entre las rebanadas, hay una mínima influencia de la estela del flujo, ya que se observa una diferencia entre el flujo alrededor del primer sólido y los demás sólidos. Por ejemplo, en ambos casos, en las caras laterales del primer sólido se observan dos recirculaciones, las cuales en el caso 2t son más grandes, esto se puede atribuir a que cuando la separación transversal es mayor $E_{y-z}/D=0.75$ no hay efecto de bloqueo que acelere el flujo. En ambos casos se forman dos recirculaciones detrás del sólido. En el caso 1t, las recirculaciones están bien definidas y son alargadas, esto último puede atribuirse al poco espacio transversal que obliga al flujo a extenderse a lo largo del eje horizontal. Por otra parte, en el caso 2t, las recirculaciones están más cerca de la cara trasera del sólido y no están restringidas por el espacio transversal.

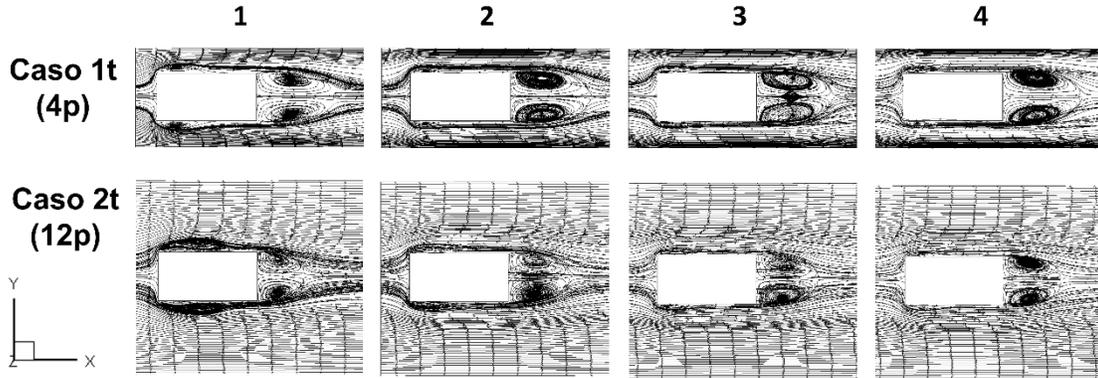


Figura 4.18. Líneas de trayectoria de los casos 1t y 2t. Vista desde el centro del plano x-y.

4.2.2.2 Energía cinética turbulenta

En los casos mostrados en la figura 4.19, la energía cinética turbulenta es mayor que en los casos periódicos analizados en la sección 4.1. La velocidad a la entrada y las perturbaciones suman mayor energía al flujo. En ambos casos los valores máximos están cerca de los vértices frontales debido a la separación de la capa límite. Por otra parte, en los casos 1t se manifiestan altos valores de energía cinética turbulenta alrededor de los sólidos debido al efecto de bloqueo provocado por la mínima separación transversal. Por el contrario, en el caso 2t, cuya separación horizontal y vertical es máxima, el valor de k disminuye drásticamente. En ambos casos, el mínimo valor de k está detrás de los sólidos donde se forman las recirculaciones.

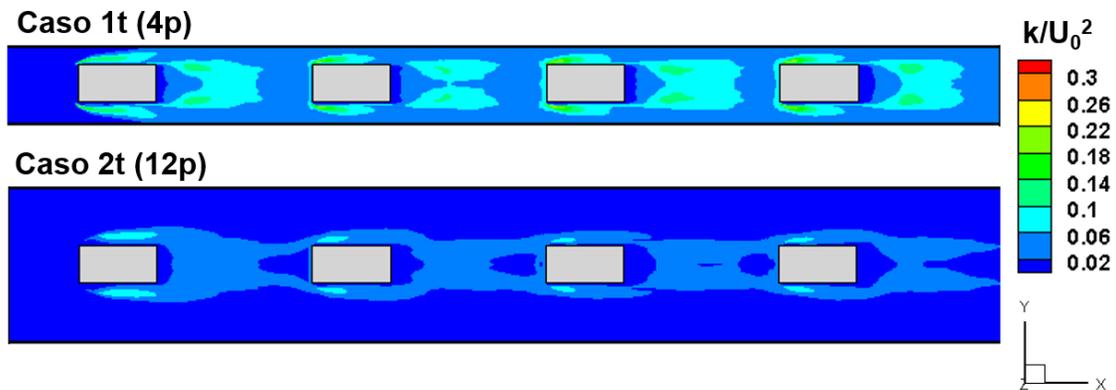


Figura 4.19. Contornos de energía cinética turbulenta en el plano x-y.

4.2.3 Transferencia de calor

Los contornos de temperatura instantánea a diferentes tiempos adimensionales (12, 24 y 30) se muestran en las figuras 4.20 y 4.21. Comparando el progreso del calentamiento de los dos casos, se puede observar que en el caso 1t, en el que la distancia transversal es mínima y se promueve la turbulencia, las rebanadas a la entrada de la cámara de secado se calientan más lento que en el caso 2t. En los dos casos, la transferencia de calor disminuye conforme el flujo avanza a través de las filas. El sólido de la primera columna se beneficia del aire de entrada que impacta directamente en la cara frontal, mientras la transferencia de calor en los sólidos consecutivos está influenciada por la estela de flujo del sólido precedente.

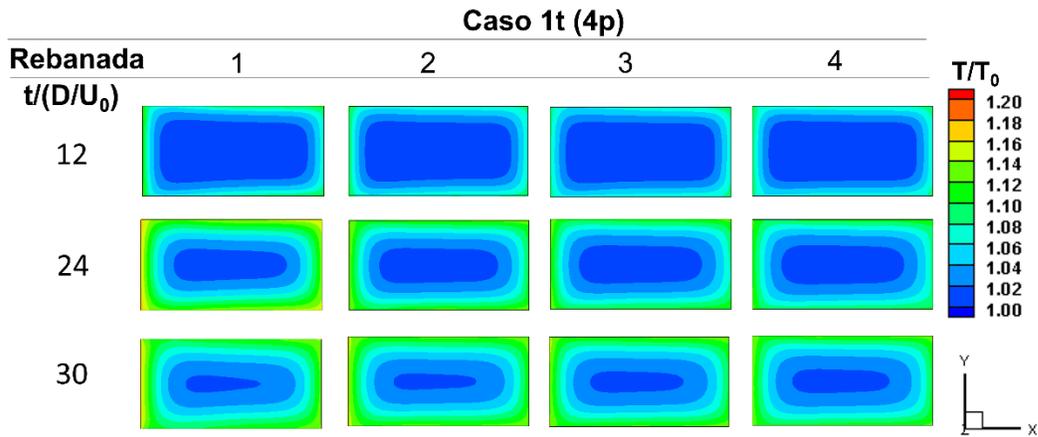


Figura 4.20. Contornos de temperatura al interior del alimento (Caso 1t), tomados a mitad del plano x-y.

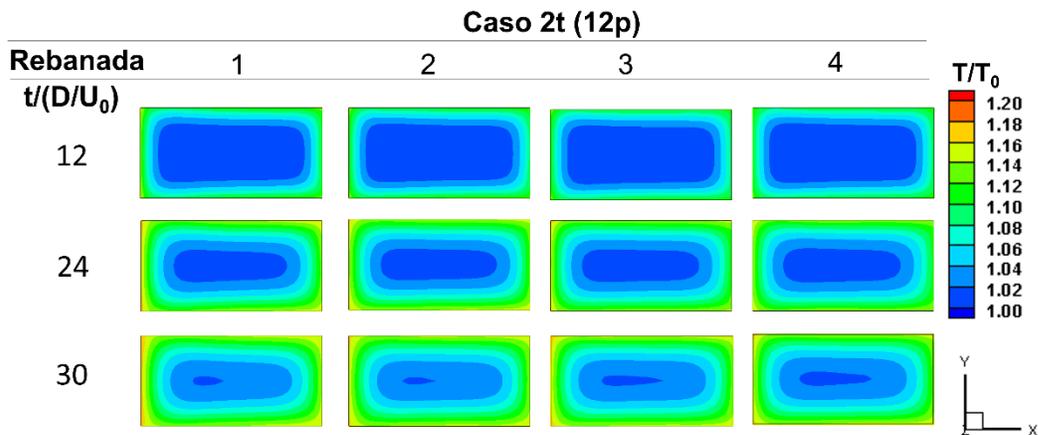


Figura 4.21. Contornos de temperatura al interior del alimento (Caso 2t), tomados a mitad del plano x-y.

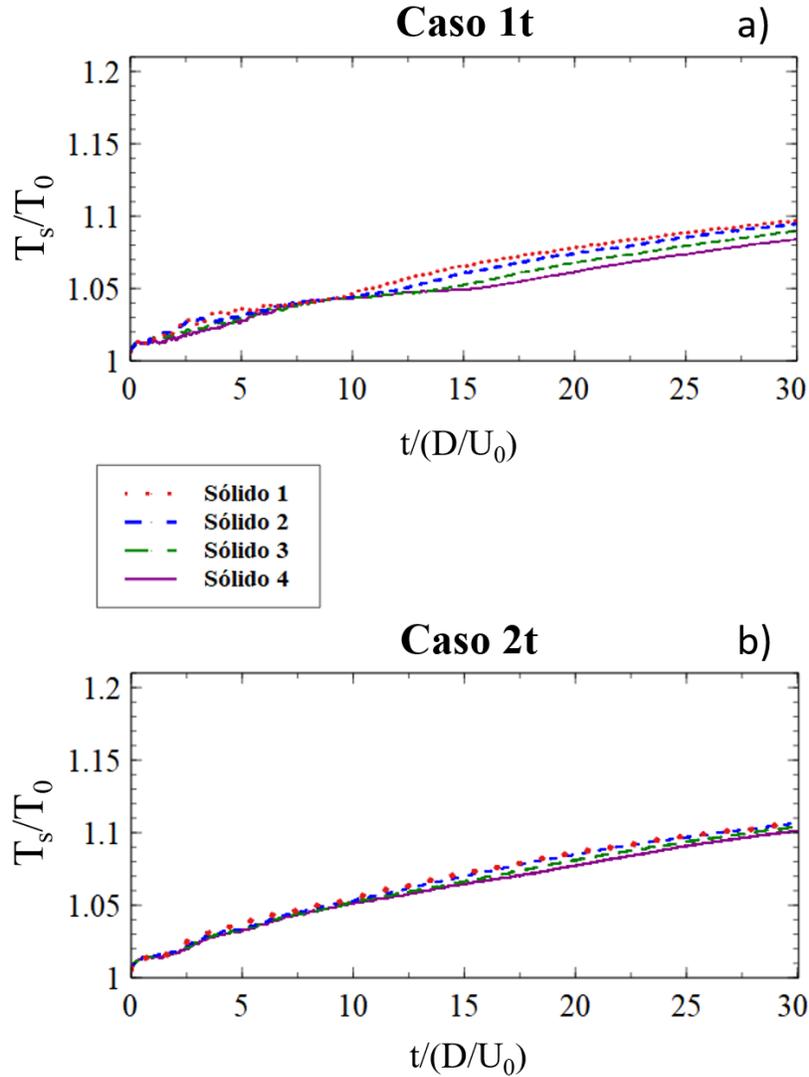


Figura 4.22. Gráficas de evolución de la temperatura dentro del alimento sólido durante el proceso de secado a) caso 1t; b) caso 2t.

En la figura 4.22 se presentan las gráficas de temperatura. En el caso 1t se observa que la temperatura es inestable en los primeros diez tiempos. Esto puede atribuirse a dos razones: 1) la diferencia de temperatura entre el aire y el alimento está en su valor máximo y 2) la alta velocidad que alcanza el flujo al pasar entre las filas de los sólidos. A partir de este tiempo termina la etapa de transición, y en la gráfica de temperatura en el sólido, figura 4.22a, se define una tendencia en la que se observa que el incremento de temperatura en cada sólido es distinto,

dependiendo de la posición, es decir, en el sólido 1 el aumento de temperatura a lo largo del tiempo es mayor porque está más cerca del aire de entrada, mientras el sólido 4 tiene el menor incremento de temperatura ya que ocupa la última posición en el arreglo y la temperatura del aire en esa zona es menor.

Por otra parte, en el caso 2t, (figura 4.22b) al inicio del proceso la inestabilidad de la temperatura es menor que en el caso 1t, esto puede atribuirse a que hay menor turbulencia en el caso 2t. La gráfica 4.22b muestra al inicio un incremento de temperatura más estable que en el caso anterior. Aunque la temperatura del sólido de la posición 1 sigue siendo la más alta y la temperatura del sólido 4 la menor, existe menor diferencia de temperatura entre los sólidos, lo que indica que la transferencia de calor en los sólidos de la entrada es más uniforme. Por otra parte, en ambos casos se puede notar que en los primeros 10 tiempos de secado la temperatura en los alimentos aumenta más rápido (de 1.0 a 1.05) mientras el incremento de 1.05 a 1.1 ocurre en los siguientes 20 tiempos. Esto se debe a que en los primeros tiempos de secado la transferencia de calor es por convección, es decir, depende del movimiento del flujo (entre el aire y la superficie del alimento), después comienza la conducción de calor de la superficie hacia el interior del sólido el cual tiene un bajo coeficiente de difusión de calor y provoca que la transferencia de calor sea lenta.

De acuerdo con las gráficas el incremento de temperatura de los sólidos es mayor en el caso 2t, esto puede atribuirse a la baja velocidad del flujo alrededor del sólido que permite que el aire caliente interactúe más tiempo con la superficie. De esta forma el calor es aprovechado por los sólidos que se encuentran a la entrada del secador provocando que en medio de la cámara de secado el aire llegue a menor temperatura, lo anterior reduce la diferencia de temperaturas entre aire y sólido y en consecuencia la transferencia de calor (ver los contornos de temperatura del caso 12p en la figura 4.12).

4.2.4 Transferencia de masa

En las figuras 4.23 y 4.24 se presentan los contornos de concentración de masa en cada uno de los sólidos en dos tiempos adimensionales. En general, se observa que el cambio en la concentración es similar en los cuatro sólidos del arreglo. Al igual que en los casos-A se aprecia nuevamente que la difusión de masa es mucho menor que la difusión de calor dentro del sólido. En el tiempo 6 ocurre la mayor pérdida de concentración en las superficies, sobre todo en los vértices detrás del sólido. Por otra parte, en el tiempo 30, la concentración disminuye en la cara frontal del sólido, y el efecto de las recirculaciones se nota en la cara trasera donde se comienza a formar una curva.

Se observan diferencias mínimas entre rebanadas, por ejemplo, en el caso 1t (figura 4.23), en el tiempo 30, la concentración de humedad en la cara frontal del sólido 1 es mayor que en el sólido 4, contrariamente la concentración de humedad en la cara trasera del sólido 1 es menor que en el sólido 4. Esto indica que existe un efecto de la estela del flujo del sólido que favorece la convección.

Por otra parte, en la figura 4.24, que presenta el caso 2t, se observa que uno de los contornos cercanos a la cara frontal del sólido 1, cuyo valor está entre 2-2.25 [kg/kg_{db}], (color azul claro) ocupa un área mayor que en los demás sólidos. Lo mismo sucede en la cara trasera del sólido. Esto indica que la posición dentro del arreglo favorece la transferencia de calor y la difusión de humedad interna. En los sólidos siguientes los contornos de concentración son muy similares.

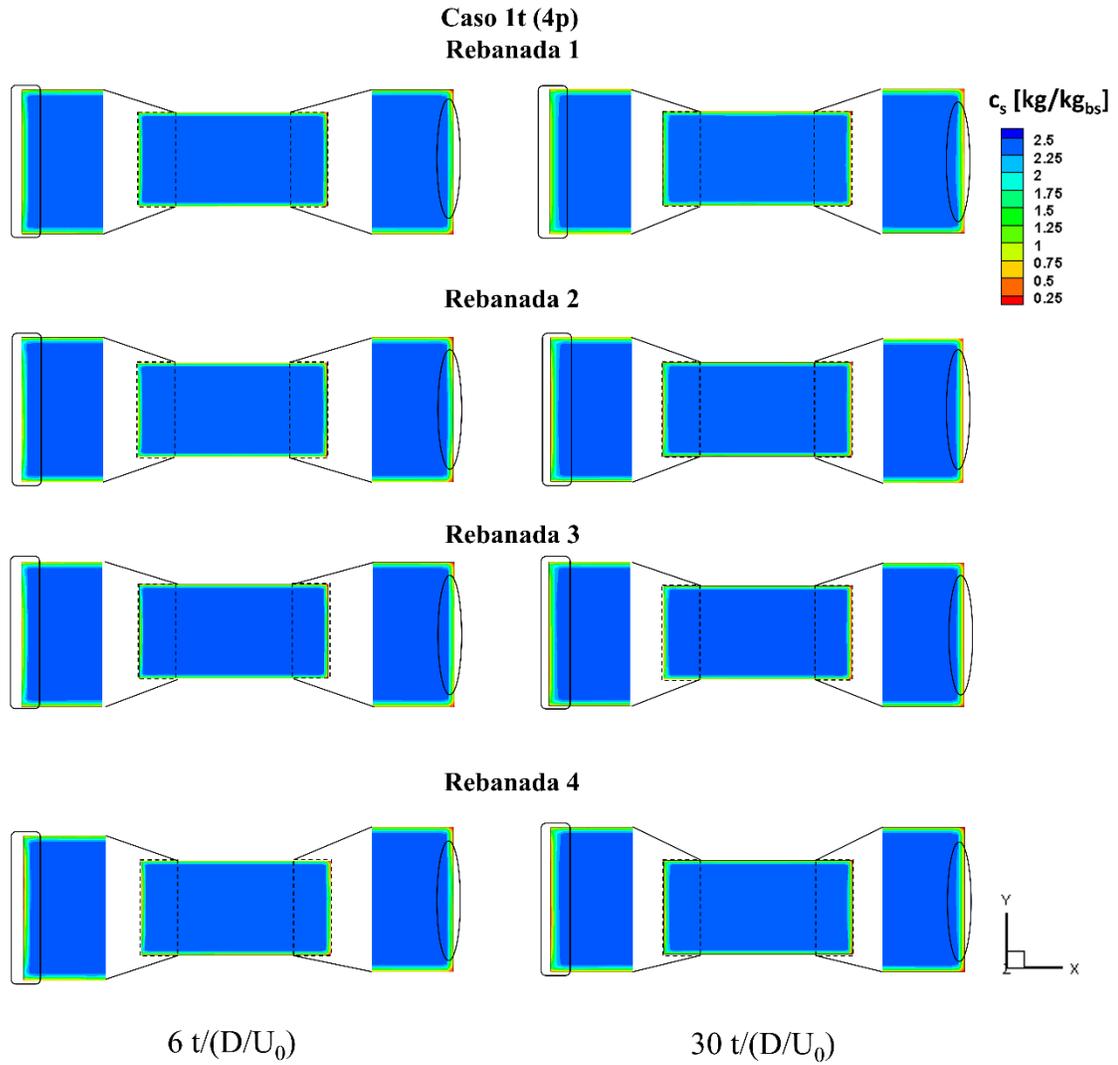


Figura 4.23. Contornos de concentración de las rebanadas del caso 1t en 6 y 30 tiempos adimensionales, tomadas en el plano x-y

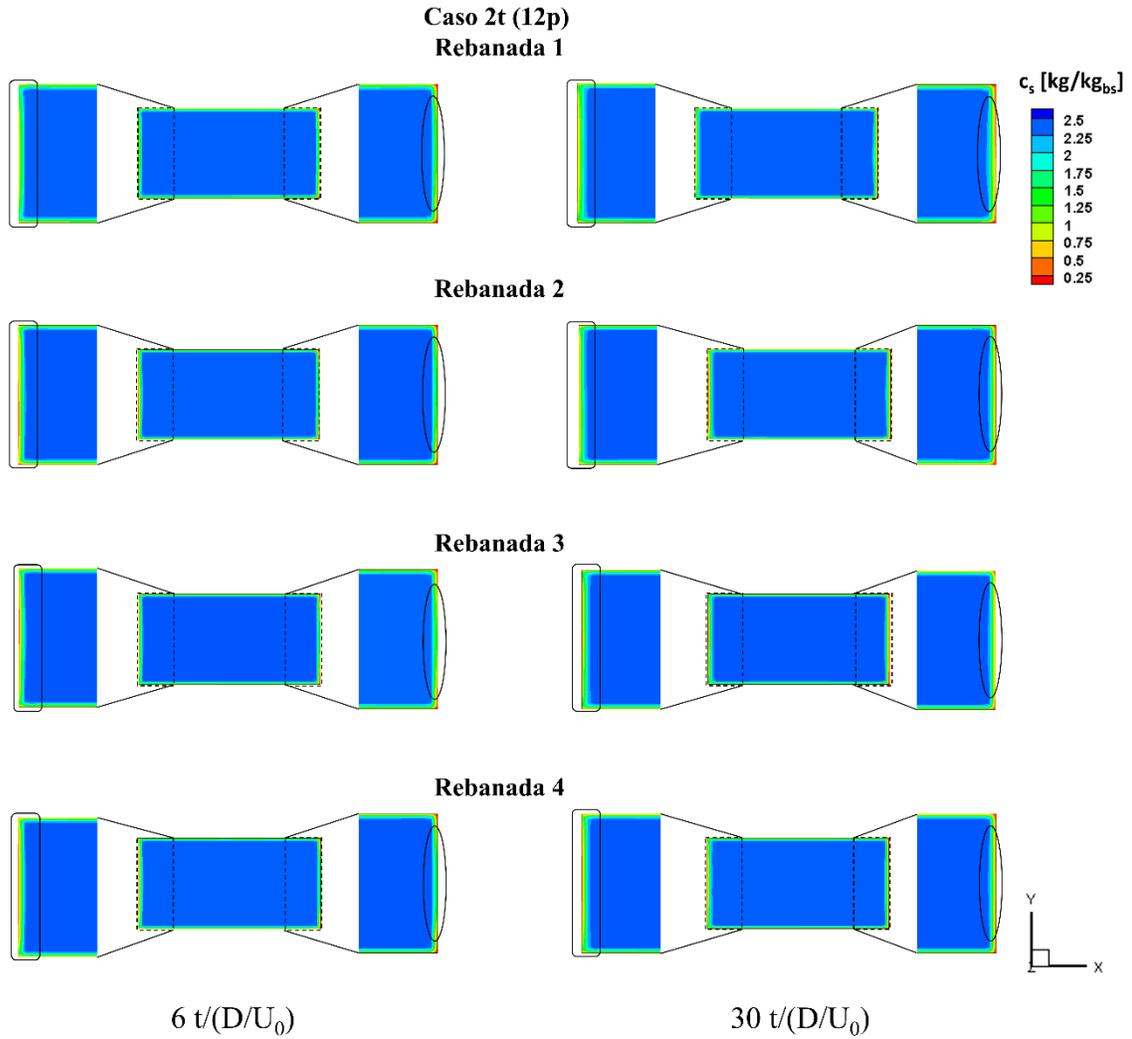


Figura 4.24. Contornos de concentración de las rebanadas del caso 2t, a 6 y 30 tiempos adimensionales, tomadas en el plano x-y.

CONCLUSIONES

En este trabajo se llevaron a cabo simulaciones numéricas para analizar la transferencia de calor y masa en el proceso de secado por aire caliente de vegetales en forma de cuboides colocados en un arreglo lineal dentro de una cámara de secado. El estudio fue dividido en dos partes: caso A y caso B.

En el caso A se consideró que el arreglo está al centro de la cámara de secado, donde el aire está totalmente desarrollado. Se simularon doce casos distintos en un tiempo computacional relativamente corto. Los resultados de las simulaciones permitieron analizar diferentes combinaciones del espaciamiento entre los sólidos (S_1/D y S_{2-3}/D) en las tres direcciones cartesianas, y su efecto en la transferencia de calor y masa. Por su parte, en el caso B, se consideró un arreglo de alimentos sólidos a la entrada del secador, donde el flujo comienza a desarrollarse. En el caso B, se eligieron sólo dos situaciones para estudiar, debido a que se tomaron en cuenta los resultados más sobresalientes del caso A.

La validación numérica del código mostró que este representa con precisión el comportamiento del flujo turbulento dado que se identificaron diferentes regiones formadas alrededor del sólido, tales como: puntos de estancamiento, separación de capa límite, zonas de recirculación, así como la estela detrás del sólido.

Se simuló solo una parte del proceso de secado por dos razones principalmente: 1) el comportamiento del flujo alrededor del cuerpo sólido, el cual es una parte esencial de este estudio, integra parámetros externos que controlan sólo la primera etapa del secado; 2) a pesar de que se utilizó un dominio de solución simplificado, el modelo conjugado demanda un alto costo computacional debido a la solución simultánea de las ecuaciones de transporte de calor y masa en dos mallas computacionales (sólido y aire, respectivamente).

Acerca del análisis de la transferencia de calor y masa se concluye lo siguiente:

CONCLUSIONES

Caso A

La distancia horizontal mínima S_1/D provoca la formación de una estela cuasi-estacionaria que bloquea el movimiento del flujo externo y reduce la transferencia de calor y masa en las caras frontal y trasera del sólido. Además, la temperatura en esas superficies mostró altas fluctuaciones, lo que significa que las superficies no se calientan uniformemente. Contrariamente, conforme la distancia horizontal incrementó, la transferencia de calor fue más rápida y uniforme en las caras frontal y trasera.

La distancia mínima transversal S_{2-3}/D promueve zonas de alta turbulencia alrededor del sólido debido al efecto de bloqueo. En estos casos la tasa de transferencia de calor y masa incrementaron. Sin embargo, las zonas de alta turbulencia no se desarrollaron uniformemente, lo cual perjudica la transferencia de calor y masa en algunas zonas del sólido, especialmente en las caras laterales. En cambio, conforme la distancia transversal incrementa, la turbulencia disminuye alrededor del sólido, provocando que la transferencia de calor y masa sea más uniforme.

Asimismo, se identificó la influencia del comportamiento del flujo en el desarrollo de los contornos de concentración de humedad. Esto es, en las zonas de alta turbulencia sobre las superficies, la concentración de humedad es removida más rápido. Además, los contornos de humedad desarrollados cerca de las superficies están ligados con las zonas donde la temperatura alcanza los valores más altos.

Caso B

Cuando la separación vertical/transversal es pequeña ($S_{2-3}/D=0.25$), la turbulencia generada por el efecto de bloqueo provoca menor contacto entre el flujo y la superficie del sólido, en consecuencia, la convección de calor es lenta. De modo contrario en el caso 2t, en el que la distancia vertical/transversal es mayor ($S_{2-3}/D=0.75$), el flujo se mueve con mayor amplitud y la turbulencia es menor que en el caso 1t, lo que provoca que el flujo logre un contacto más uniforme con las superficies del sólido, favoreciendo la conducción de calor. En las

CONCLUSIONES

gráficas de temperatura promedio al interior del sólido se pudo observar que el calentamiento de las cuatro piezas de alimento en el caso 2t es más uniforme.

En el caso 1t, los contornos de concentración mostraron la influencia de la estela del flujo en la transferencia de masa, ya que las caras frontales y traseras que son afectadas por un sólido previo o posterior presentaron mayor pérdida de humedad. En el caso 2t, la transferencia de masa es mayor en el sólido 1, debido a que se encuentra directamente en contacto con el aire de entrada (no hay un obstáculo previo). En el resto de las muestras de alimento la concentración de humedad fue similar.

Finalmente, este trabajo contribuye a extender el estudio de secado de un simple sólido dentro de la cámara de secado a un arreglo de alimentos sólidos. Los resultados de los casos A y B sugieren que el espacio máximo entre rebanadas, en los tres ejes cartesianos, que se propuso en este trabajo favorece la uniformidad de la transferencia de calor y masa en todas las superficies.

TRABAJO FUTURO

En esta sección se presenta un posible trabajo futuro que sería de utilidad para proseguir esta investigación.

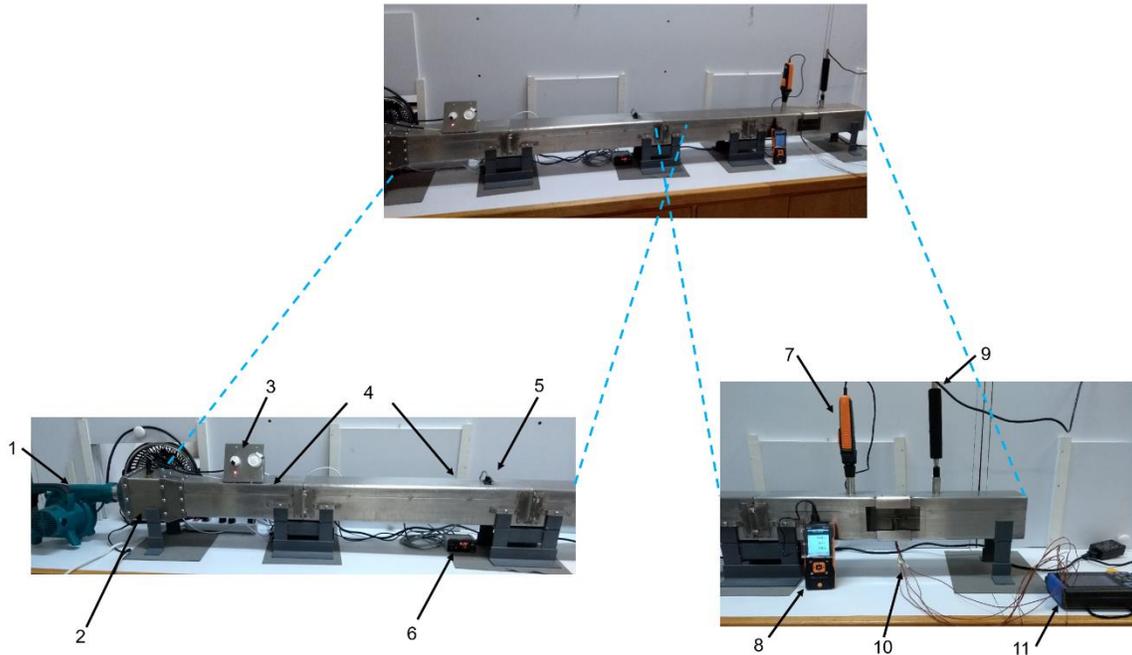
Experimento

Es importante dar continuidad a la parte experimental del proceso tanto para proponer mejoras en el diseño de la cámara de secado como para hacer futuras validaciones de códigos numéricos relacionados con procesos de transporte de calor y masa en alimentos.

A la par del estudio numérico del proceso, se hicieron algunas pruebas experimentales de secado dentro de las instalaciones del Laboratorio de Evaluación Sensorial de la Facultad de Química. Las pruebas fueron constantemente modificadas debido a las fallas técnicas del dispositivo de secado y de los instrumentos de medición de temperatura; además debido a la pandemia por COVID-19, que obligó a interrumpir las actividades presenciales, no se pudo dar la continuidad necesaria para concluir la parte experimental. Sin embargo, se lograron establecer algunas bases, las cuales son presentadas a continuación.

El dispositivo utilizado para hacer las pruebas de secado es un pequeño túnel de viento de acero inoxidable (figura 6.1), que consta principalmente de dos secciones: 1) una cámara de estabilización, la cual está compuesta por paneles de abeja y mallas, que tienen como objetivo que el aire que entre a la cámara de pruebas llegue a una temperatura y velocidad uniformes y 2) la sección de pruebas, en donde se coloca la muestra de alimento sólido a secar, en este caso se utilizó una muestra de papa en forma de cubo. En la figura 6.1 se muestra el secador de alimentos con los instrumentos de medición colocados.

TRABAJO FUTURO



1. Sopladora de aire; 2. Zona de calentamiento; 3. Regulador de temperatura; 4. Cámara de estabilización; 5. Sensor de temperatura y humedad; 6. Controlador de temperatura y humedad. 7. Sonda de temperatura y humedad para testo 440; 8. Medidor de temperatura y humedad testo 440dp; 9. Anemómetro de hilo caliente Amprobe TMA-21HW; 10. Termopares tipo k; 11. Adquisidor de datos HIOKI LR8431-20.

Figura 1. Montaje del equipo utilizado para hacer las pruebas de secado.

Pruebas de secado

Se hicieron pruebas de secado de cubos de papa de 1 ± 0.2 cm por lado. En términos generales el proceso es el siguiente:

- Encender el soplador de aire y ajustarlo a la velocidad de entrada deseada.
- Encender el sistema de calentamiento de aire y ajustar la temperatura con el regulador. El tiempo de espera para que el aire alcance la temperatura requerida ($40\text{ }^{\circ}\text{C}$) es de aproximadamente 20 minutos.
- Preparar la muestra. La papa es pelada y cortada en cubos mediante un cortador de cubos para alimentos. Una vez cortada la papa se procede a perforarla para poder insertar los termopares.
- Colocar la muestra en la sección de pruebas.
- Inicia el periodo de secado.

TRABAJO FUTURO

- Al terminar el periodo de secado, la muestra se retira del deshidratador, se retiran los termopares y se pesa.
- Colocar la muestra dentro de un desecador para que conserve la humedad hasta que sea medida la actividad de agua.
- Las muestras son llevadas al laboratorio de Ingeniería de Proceso del Instituto de Ciencias Aplicadas y Tecnología (ICAT) para la medición de la actividad de agua.

Para medir las temperaturas al interior de la papa se utilizaron termopares tipo k envueltos en una vaina metálica, (estos termopares sustituyeron a los cables utilizados inicialmente ya que permitieron obtener mediciones de temperatura más estables) y fueron conectados al registrador de datos. Los termopares se insertan en la papa como muestra en la figura 6.2.

Las gráficas de la figura 6.3 representan una muestra de las mediciones de temperatura al interior del alimento, tomadas durante 80, 100 y 120 minutos. Se observa que la ubicación de los termopares influye en las mediciones, por ejemplo, la temperatura en el termopar 1 incrementa más rápido que en los otros termopares debido a que se encuentra del lado del alimento que está directamente en contacto con el aire caliente. Es importante aclarar que, aunque se tomaron varias muestras no todas salían bien y muchas de ellas fueron descartadas.

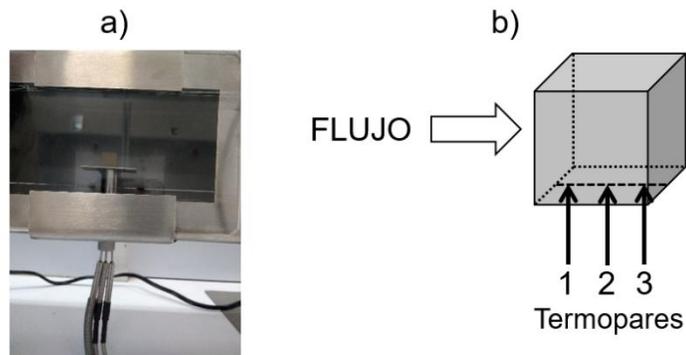


Figura 2. Ubicación de los termopares dentro de la papa.

TRABAJO FUTURO

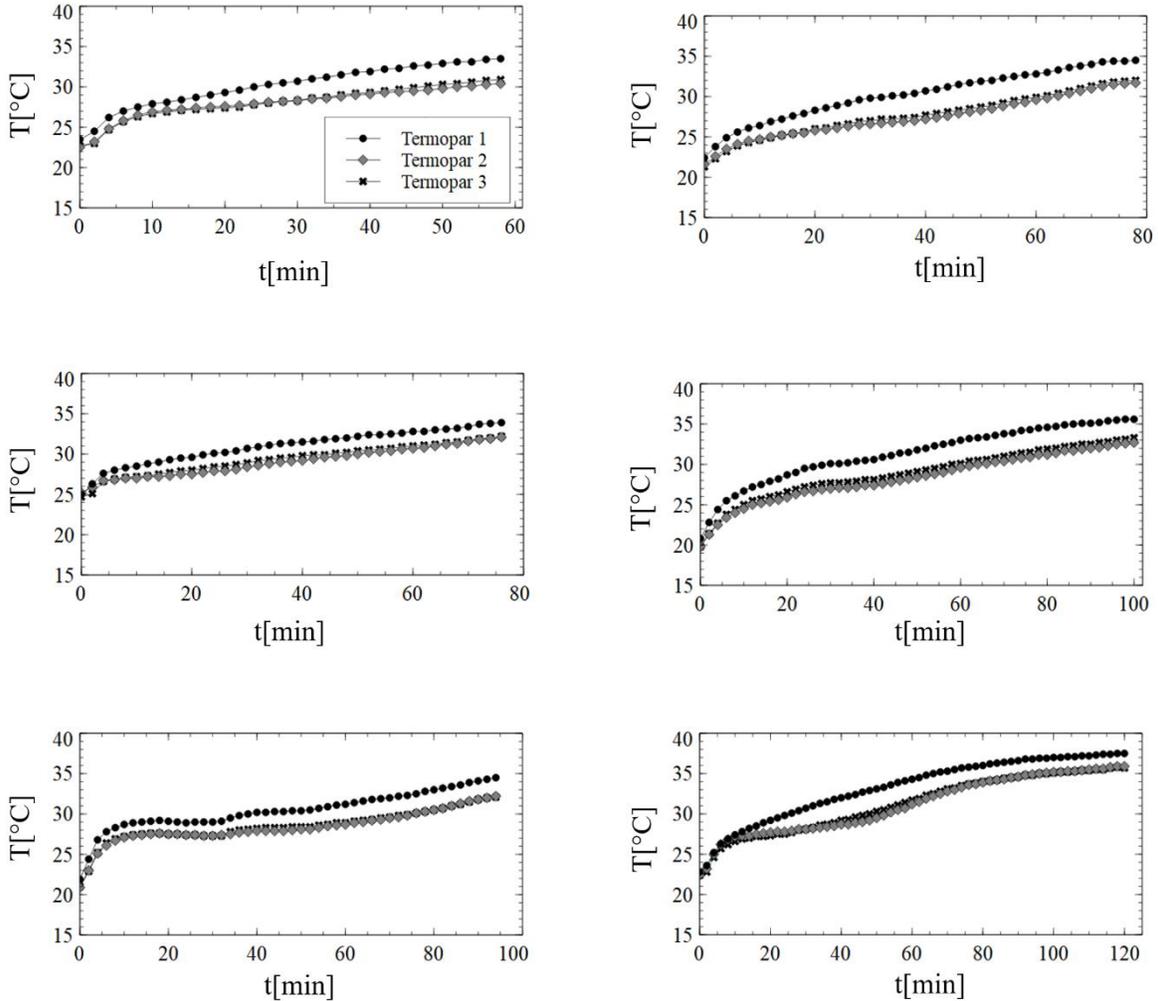


Figura 3. Gráficas del Incremento de la temperatura al interior de la papa obtenidas experimentalmente.

Finalmente, la tabla 6.1 representa una muestra de los datos que fue posible obtener durante las pruebas experimentales. Es importante mencionar que las pruebas se iniciaron con tiempos de secado entre 20 y 60 minutos, sin embargo, después de varios días de prueba se determinó que estos tiempos eran insuficientes para obtener cambios significativos de a_w . Se puede notar que incluso en los tiempos mostrados en la tabla (80, 100 y 120 minutos) la disminución de a_w es muy baja (del orden de las centésimas), tomando en cuenta que se considera que el crecimiento microbiano en alimentos se evita a valores de a_w menores a 0.6.

TRABAJO FUTURO

Tabla 1. Condiciones iniciales del aire y características de la muestra al inicio y al final de las pruebas.

	Muestra 1 80 min	Muestra 2 80 min	Muestra 3 80 min	Muestra 1 100 min	Muestra 2 100 min	Muestra 3 100 min	Muestra 1 120 min	Muestra 2 120 min	Muestra 3 120 min
m_i [g]	1.8960	1.7854	1.7438	1.9534	1.9659	1.9248	1.6632	1.7250	1.7369
T_{air i} [°C]	39.7	40	39.7	40.0	40.8	39.9	39.9	40.2	40.4
%HR	13	13	12	12	12	12	12	12.65	13
Vel_i [m/s]	1.60	1.50	1.52	1.58	1.58	1.48	1.48	1.57	1.6
m_f [g]	0.10580	1.0853	1.0364	1.0983	1.1448	1.0285	0.8335	0.9503	0.9425
aw_i	0.9484	0.9799	0.9831	0.9810	0.9800	0.9822	0.9818	0.9849	0.9434
aw_f	0.9798	0.9756	0.9721	0.9595	0.9687	0.9646	0.9653	0.9503	0.9627
%H ini	68.057	70.89	65.17	70.62	73.22	64.42	57.14	73.73	72.99
%H fin	40.68	46.03	42.5	38.82	37.25	42.50	31.89	36.29	35.65

APÉNDICE A. Participaciones en congresos y extensos

Certificate of Attendance

**4th World Congress on Mechanical, Chemical, and
Material Engineering (MCM'18)**

August 16 — 18, 2018 | Madrid, Spain

This is to certify that:

Laura Carolina Lara Guzmán

Has attended and presented a paper entitled: "*Large Eddy Simulation of Drying of a Potato Slice in Turbulent Flow*" at the 5th International Conference on Heat Transfer and Fluid Flow (HTFF'18).



Susana Guerrero Palacio
For the Organizing Committee
August 18, 2018

Proceedings of the 4th World Congress on Mechanical, Chemical, and Material Engineering (MCM'18)
Madrid, Spain – August 16 – 18, 2018
Paper No. HTFF XXX (The number assigned by the OpenConf System)
DOI: TBA

Large Eddy Simulation of drying of a potato slice in turbulent flow

L.C. Lara-Guzmán¹, E. Martínez-Espinosa¹, M. Salinas-Vázquez¹, W. Vicente¹

¹Engineering Institute, National Autonomous University of Mexico

Ciudad Universitaria, 04510 México City, México

llarag@iingen.unam.mx; emartineze@iingen.unam.mx; msalinasv@iingen.unam.mx

Abstract - In this paper, the drying of the potato parallelepiped slice by a turbulent air stream is analysed in a conjugate model with the Large Eddy Simulation (LES) technique. The heat and mass transport equations are solved inside of the potato and continuity, movement, energy and species transport equations are solved to the external flow. Transport equations are discretized in the space and time using the McCormack scheme and a refined mesh at boundary of solid is utilized. The diffusion coefficient is calculated through Arrhenius equation for potato and the numerical model is developed in a Fortran code. Two cases are analysed: air stream at 333K and air stream at 353 K. Numerical simulations agree with the behaviour of the flow around immersed body and diffusion mechanism inside of food match with Chandramohan results. Predictions show the diffusion coefficient inside of potato slice is strongly related to the air temperature. The moisture loss in the potato slice is better in a semi-elliptic temperature distribution because changes of temperature imply variations in density of moisture, where mass transfer is promoted.

Keywords: Drying of potato, mass transport, heat transport, diffusion coefficient, LES

1. Introduction

Drying is one of the most cost-effective ways of preserving foods of all varieties which involves removal of water by the application of heat. A variety of food sub-types are preserved using drying, these include: marine products, meat products as well as all fruits and vegetables. Food products can have moisture content as high as 90% or more (e.g. watermelon has moisture content as high as 93%), which needs to be reduced to an acceptable value in order to avoid microbial growth [1]. To achieve the desired results for dehydrated foods, with a defined physical structure, the process must provide the optimum heat and mass transfer within the product. The design of these processes requires a careful analysis of the heat and mass transfer occurring within the product structure [2]. Mass transport in solids can be performed on two types according to the physical structure: 1) solid structure is considered homogeneous and liquid diffusion is assumed; 2) the material is a solid porous, which is considered as a capillary movement. In general, the transport may be considered as molecular diffusion, caused by a concentration gradient, and an overall (effective) diffusion is usually estimated. The diffusion of the various compounds in the solid depends on the temperature, and the Arrhenius equation can be applied according to [3].

In numerical simulations, the drying phenomena are analysed via conjugate and non-conjugate cases. In conjugate case, the transport equations are solved simultaneously in food and air drying. In this type of analysis, the mathematical conditions are introduced to apply continuity of heat and mass transfer between food and air flow. In addition, works as [4, 5 and 6] have studied drying process in laminar flow around the food. On the other hand, non-conjugated case the transport equations for external flow are solved in order to obtain convective heat and mass coefficients on the surface of the material. Also, in [7-9] regime laminar flow in the chamber is considered as a flow around bluff body, which under normal circumstances usually create a massive wake region downstream and this type of flow commonly is turbulent. Numerical simulations of the drying process, available in the open literature model turbulent flows with the RANS technique and turbulence models used are the $k-\epsilon$ or $k-\omega$ [10, 11 and 12] 1D, 2D and 3D analyses respectively.

Therefore, the aim of this paper is to study and simulate the drying process of a potato parallelepiped slice using a conjugate model with a 3D computer model finite difference which technique LES is employed to model turbulent flow around solid. The Arrhenius equation fitted to potato is used to calculate the diffusion coefficient in species transport equation inside food material.

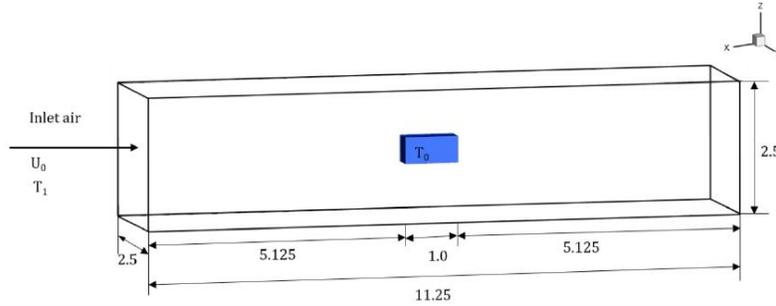


Fig. 1: Configuration drying chamber.

2. Methodology

In this work, a three dimensional model is solved using LES technique which, assumes specific turbulence scales are directly affected by boundary conditions while small scales hold characteristics universal and isotropic. In modelling approach LES, the important large scales are fully resolved whilst the small sub-grid scales are modelled [13].

During drying through diffusion, resistance mass transfer of water vapour from the surface is generally very low; in consequence solid diffusion control drying speed [14].

2.1. Problem formulation

The numerical model considers a rectangular parallelepiped of potato fixed at the centre of a drying chamber whose dimensions are $0.45 \times 0.1 \times 0.1$ m. The potato is dehydrated with the air flowing around it, the flow is described in a Cartesian coordinate system (x, y, z) in which the x -axis is aligned with the inlet flow direction, the z -axis is parallel to the parallelepiped axis and y -axis is perpendicular to both x and z . Otherwise an air flow with Reynolds number of 3000 [15] goes around the solid. The inlet velocity U_0 corresponds to 0.6m/s and the food temperature T_0 is assumed 300 K while the inlet air flow was 330 K in the first case and 353 K in the second case. Binary diffusion coefficient D_{AB} is assumed 0.26×10^{-4} [m²/s] [16]. The dimensions of computational domain are normalized using the length of food (0.04 m) and are shown in Fig.1.

2.2. Governing equations

Mass, momentum, energy and species transport equations, which are shown below in compact form (1-6), are accurately normalized according to the inlet velocity of hot air U_0 , large of solid, which correspond to 0.04 m, temperature of potato T_0 and binary mass diffusion coefficient of water vapour in air D_{AB} to obtain them in non-dimensional form. The geometric domain is discretized by means of a grid structured.

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} \rho u_i = 0 \quad (1)$$

$$\frac{\partial \rho u_1}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} (\rho u_i u_1) + \frac{\partial}{\partial x_i} (p \delta_{i1}) - \frac{\partial}{\partial x_i} (\mu S_{i1}) = 0 \quad (2)$$

$$\frac{\partial \rho u_2}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} (\rho u_i u_2) + \frac{\partial}{\partial x_i} (p \delta_{i2}) - \frac{\partial}{\partial x_i} (\mu S_{i2}) = 0 \quad (3)$$

$$\frac{\partial \rho u_3}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} (\rho u_i u_3) + \frac{\partial}{\partial x_i} (p \delta_{i3}) - \frac{\partial}{\partial x_i} (\mu S_{i3}) = 0 \quad (4)$$

$$\frac{\partial \rho e}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} ((\rho e + p) u_i) + \frac{\partial}{\partial x_i} (\mu S_{ij} u_i) - \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\kappa \frac{\partial T}{\partial x_i} \right) = 0 \quad (5)$$

$$\frac{\partial C}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} (u_i C) - \frac{\partial}{\partial x_i} \left(D \frac{\partial C}{\partial x_i} \right) = 0 \quad (6)$$

In the above equations u_1 , u_2 , and u_3 are the velocities (m/s) in the x , y and z directions, which also are denoted like U , V and W in the present work, x_i and u_i represents the spatial directions and the velocity components ($i=1,2,3$), respectively, ρ is the density (kg/m^3), e represents the internal energie, T is the temperature (K), μ is the dynamic viscosity ($\text{Pa}\cdot\text{s}$), p is the pressure (Pa), C is the mass concentration (kg/m^3), κ is the thermal diffusion coefficient (m^2/s), D is the mass diffusion coefficient (m^2/s) and t is the time (s). The term S_{ij} denotes the deviatoric part of the strain tensor, defined as

$$S_{ij} = \frac{1}{2} \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} - \frac{2}{3} (\nabla \cdot \mathbf{u}) \delta_{ij} \right) \quad (7)$$

where ∇ is the nabla operator and δ_{ij} represents the Kronecker delta.

2.3. Initial and boundary conditions

Initial conditions for external flow:

When the process begins at time zero dimensionless variable values are: $T(x,y,z,0)=T_l = 1.1$; $C(x,y,z,0)=0$; $D(x,y,z,0)=D_{AB}=1.0$; $U(x,y,z,0)=U_\infty = 1.0$; $V(x,y,z,0) = 0$; $W(x,y,z,0) = 0$. In the second simulation carried out T_l value corresponds to 1.176.

Boundary conditions:

No-slip conditions are assumed at the surfaces of potato and the value of diffusion coefficient water-air is assumed constant $D_{AB}=0.26 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$ [16].

Initial conditions for internal flow:

$T(x,y,z,0) = 1.0$; $C(x,y,z,0) = 0.5$; $D(x,y,z,0) = 0$; $U(x,y,z,0) = 0$; $V(x,y,z,0) = 0$; $W(x,y,z,0) = 0$. Due to velocity inside of solid is considered zero only Eqs. (5) and (6) are solved. Moreover, the transport of moisture within solid or semi-solid foods can be expressed by the effective diffusion, which is an overall transport property, accounting for all transport mechanisms in the liquid and gas phases [2] hence, to calculate the diffusion coefficient, the model Arrhenius is adopted in a similar way to [4, 6, 9, 17-19] where the diffusion is function of temperature only. In case of potato the diffusion coefficient D_p is calculated by:

$$D_p = 1.82 \times 10^{-8} \exp\left(\frac{-1119}{T}\right) \quad [\text{m}^2/\text{s}] \quad (8)$$

2.4. Numerical solution

The governing equations are solved using the McCormack scheme, which is essentially a predictor-corrector scheme of second order in time and fourth order in the space, in a Fortran code. The transport and physical properties are continuously updated at each time step of computing, which in this case is 0.0001s and a grid resolution of $189 \times 90 \times 90$ nodes, which corresponds to directions x , y and z , respectively, is used. Fig. 2a) shows the dimensions of computational domain 11.25, 2.5 and 2.5 in the directions x , y and z , respectively. In Fig. 2b) it is observed the mesh is refined with a hyperbolic tangent function around the body. This mesh refinement around solid was made to obtain accurate at interface food-air where convection of heat and mass is performed and strain variation of velocity and temperature are expected.

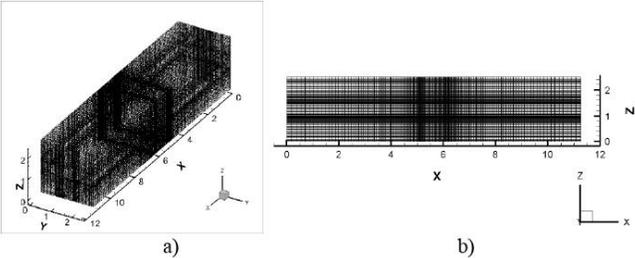


Fig. 2: a) Computational domain in three axes; b) Computational domain in the middle of the plane XZ

3. Results

Two CFD simulations are carried out for inlet temperatures of 1.1 and 1.176 non-dimensional values and at Reynolds number of 3000 where turbulent flow was developed. Heat and mass transfer transport equations are solved simultaneously in the external flow and inside of the potato and 25s of drying time is analysed.

Figures 3a) and 3b) shows velocity contours in the direction u_1 around the solid to inlet temperatures of 1.1 and 1.176, respectively in the XZ plane and in the middle of Y axis. In both figures the darkest contours corresponds to negative velocity values which is evidence of recirculating zones that are formed on the sides and behind of the rectangular shape of the potato. Also, the separation points are formed at leading edges and trailing edge of the solid, this fact agrees with external flow over cylinder square theory. In Fig. 3a) and 3b) flow behind of food exhibits an irregular motion which is a characteristic of turbulent flow.

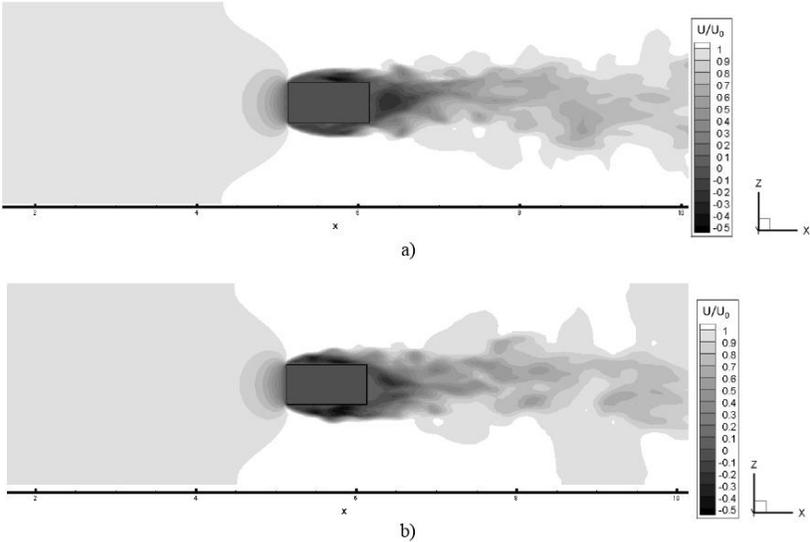


Fig. 3: Velocity contours obtained in two different simulations; a) at 333K b) at 353K

APÉNDICE A. Participaciones en congresos y extensos

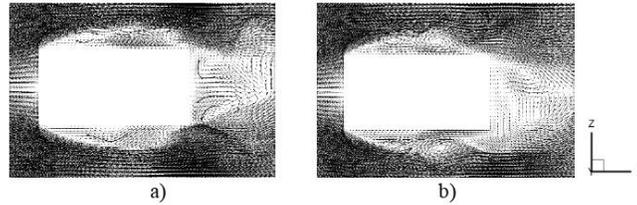


Fig. 4: Vectors of flow formed around solid in plane XZ at the middle of the Y axis; a) at 1.1 and b) at 1.176 non dimension temperature.

According to the flow pattern over the bluff body, eddies are formed around the object. Figs. 4a) and 4b) shows the vectors of flow in contact with the solid. It can observe the flow is divided upstream and downstream forming recirculating zones which are characteristics of a turbulent flow. On the other hand, the existence of these recirculation zones contributes the heat transfer by convection between air and food.

At the beginning of the drying process, the potato is completely moist while air is dry. Figs. 5a) and 5c) show contours of concentration of food and hot air after 25 s of drying time. At the edges of the potato it observes white contours which indicate a loss of moisture which is transported to the air, this fact can be noticed by a grey shade around of the potato. Figs. 5b) and 5d) shows the diffusion contours of a potato slice located in the middle of the Y axis which behave similar to the heat transport due to the dependence of this coefficient on temperature. Also, comparing above mentioned figures it can be observed that the diffusion coefficient values are the highest in zones where there is a notable change in concentration. Therefore, temperature is an important parameter to promote concentration changes.

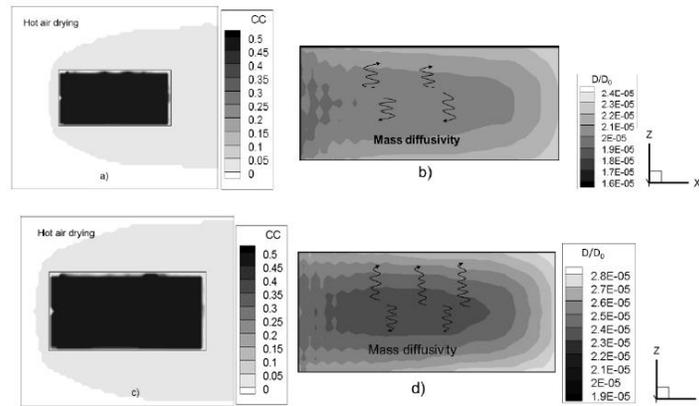


Fig. 5: a) and c): change of concentration of moist food and air, when drying process is simulated at 1.1 and 1.176 non-dimensional temperature, respectively; b) and d): mass diffusivity coefficient contours inside of food, when drying process is simulated at 1.1 and 1.176 non-dimensional temperature, respectively.

According to diffusion theory in solids, the diffusion is strongly related to temperature through Arrhenius equation, this can be observed in the contours of the diffusion coefficient and temperature where at higher temperatures, the diffusion coefficient increases. On the other hand, observing the data of moisture diffusion coefficient inside of a potato, which was calculated in the present simulation, range between 1.6×10^{-5} and 2.4×10^{-5} non-dimensional values, which correspond to 4.16×10^{-10} - 6.24×10^{-10} m²/s, these results agree with the compiled data by [20] which ranges between 8.00×10^{-12} and 1.25×10^{-08} m²/s. Also, diffusion coefficient values agree with results presents in the study done by Chandramohan [15] which shows figures of contours of this parameter in the range of 6.31949×10^{-10} to 6.31943×10^{-10} m²/s at temperature of 333K and 7.64481×10^{-10} to 7.64478×10^{-10} m²/s at 353 K. Therefore, the numeric code utilized is capable to represent a diffusion mechanism inside of the potato.

In drying process, the heat transfer mechanism is carried out by convection from air drying of food surface, later this heat is transported by conduction from surface of food to the inside of this one. The above it can observe in the figures 6a) and 6c), which show the temperature contours of the potato slice and air flow taken in the plane XZ in the middle of Y axis at inlet non-dimensional temperatures of 1.1 and 1.176, respectively. In Fig. 6c), the convective heat transfer is higher than the case show in figure 6a) as can be appreciated in changes of colour in the contours around the potato. On the other hand, Figs. 6b) and 6d) show temperature contours that increased from the outside. In the Fig. 6b) contours values range in the order of 0.01 while in Fig. 6d) contours of temperature in the slice range in the order of 0.02. Above non dimension values are equivalent to 3 K and 6 K, respectively. This fact is relevant because a high difference of temperature is an important factor in heat transfer. Also, it is observed that the shape of contours is different in each case since in Fig. 6b) contours tends to take an elliptical form, however, at the centre it is observed a form just begins to develop, while in Fig. 6d) it is observed that all the contours have a semi-elliptic shape. Last case indicates a heat transfer more uniform in the potato slice and comparing the differences of temperature, it is possible infers that at the process at an inlet dimensionless temperature of 1.1 the heat transfer is slow, which demands a higher drying time. Therefore, changes of temperature imply variations in density of moisture inside of food which, are accompanied by a change of concentration and as a consequence, a loss of moisture according to Fick's law.

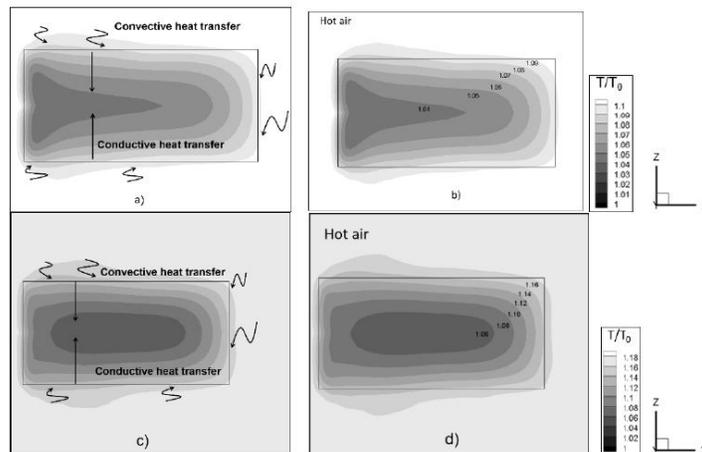


Fig. 6: Temperature contours a) at 1.1 non-dimensional initial temperature and b) temperature contours values in the potato slice; c) at 1.176 non-dimensional initial temperature and d) temperature contours values in the potato slice.

4. Conclusion

Numerical model is capable to represent the diffusion mechanism inside of potato due to diffusion coefficient values obtained agree with Chandramohan [15]. Furthermore, velocity contours show simulation agrees with the behaviour of the flow around immersed body, it was allowing identify mean zones where convection mechanism occurs. In two cases analysed, the differences of temperature between contours resulted 3 K (first case at inlet temperature 333K) and 6 K (second case at inlet temperature 353 K), also, in the second case, the temperature contours showed a semi-elliptic shape, which indicate a better heat transfer. Therefore, the moisture loss in the potato slice is better in a semi-elliptic temperature distribution because temperature changes imply variations in density of moisture, as well as, the mass transfer is promoted by density variations since moisture concentration can be defined as a function of density.

Acknowledgements

The authors appreciate the financial support provided by the National Autonomous University of Mexico, DGAPA-PAPIIT TA100117 and grants provided by the National Council of Science and Technology of Mexico (CONACYT).

References

- [1] S.V. Jangam, C.L. Law, A. S. Mujumdar, *Drying of foods, vegetables and fruits*, vol.1, 2010, pp. 3.
- [2] W. A. M. McMinn and T. R. A. Magee, Principles, Methods and applications of the convective drying of foodstuffs, IChemE, Vol 77, Part C, September 1999.
- [3] R. P. Singh and D. R. Heldman, *Introduction to Food Engineering*, Ed. Elsevier, pp.679.
- [4] C. Lamnatou, E. Papanicolaou, V. Belessiotis, N. Kyriakis, "Numerical study of the interaction among a pair of blunt plates subject to convective drying – a conjugate approach," *Int. J. Therm. Sci.* vol. 49, pp. 2467-2482, 2010.
- [5] F. A. Khan, A. G. Straatman, "A conjugate fluid-porous approach to convective heat and mass transfer with application to produce drying," *Journal of Food Engineering*, vol. 179, pp. 55-67, 2016.
- [6] S. Curcio, M. Aversa, S. Chakraborty, V. Calabrò, G. Iorio, "Formulation of a 3D conjugated multiphase transport model to predict drying process behavior of irregular-shaped vegetables," *Journal of Food Engineering*, vol. 176, pp. 36-55, 2016.
- [7] A. Kaya, O. Aydın, "Numerical modeling of forced convection drying of cylindrical moist objects," *Numer. Heat Transfer, Part-A* 51, pp. 843-854, 2007.
- [8] A. Kaya, O. Aydın, I. Dincer, "Heat and mass transfer modeling of recirculating flows during air drying of moist objects for various dryer configurations," *Numer. Heat transfer, Part-A* 53, pp.18-34, 2008.
- [9] A. Kaya, O. Aydın, I. Dincer, "Experimental and numerical investigation of heat and mass transfer during drying of Hayward kiwi fruits (*Actinidia Deliciosa* Planch)," *Journal of Food Engineering*, vol. 88, pp. 323-330, 2010.
- [10] D. A. Tzempelikos, D. Mitrakos, A. P. Vouros, A. V. Bardakas, A. E. Filios, D. P. Margaritis, "Numerical modeling of heat and mass transfer during convective drying of cylindrical quince slices," *Journal of Food Engineering*, vol. 156, pp. 10–21, 2015.
- [11] T. Defraeye, A. Radu, "Convective drying of fruit: A deeper look at the air-material interface by conjugate modelling", *International Journal of Heat and Mass Transfer*, vol. 108, pp. 1610–1622, 2017.
- [12] Ateeque Md, Udayraj, Mishra R., Chandramohan, V. P. Talukdar P., "Numerical modeling of convective drying of food with spatially dependent transfer coefficient in a turbulent flow field," *International Journal of Thermal Sciences*, vol. 78, pp. 145-157, 2014.
- [13] C. D. Argyropoulos, N.C. Markatos, "Recent advances on the numerical modelling of turbulent flows," *Applied Mathematical Modelling*, pp. 693–732, 2015.
- [14] C. J. Geankopolis, *Transport process and unitary operations*, Ed. Continental, 1998, pp. 613-619.
- [15] V.P. Chandramohan, "Experimental analysis and simultaneous heat and moisture transfer coupled CFD model for convective drying of moist object," *International Journal for Computational Methods in Engineering Science and Mechanics*, vol. 17, pp. 59-71, 2016.
- [16] F.P. Incropera, and D.V. DeWitt, *Fundamental of Heat and Mass Transfer*, Ed. NJ: Wiley, pp. 2007.

APÉNDICE A. Participaciones en congresos y extensos

- [17] A. Zhu and X. Shen, "The model and mass transfer characteristics of convection drying peach slices," *International Journal of Heat and Mass transfer*, vol. 72, pp. 345-351, 2014.
- [18] R. A. Lemus-Mondaca, C. E. Zambra, A. Vega-Gálvez, N. O. Moraga, "Coupled 3D heat and mass transfer model for numerical analysis of drying process in papaya slices," *Journal of Food Engineering*, vol. 116, pp. 109-117, 2013.
- [19] A. Kaya, O. Aydın, I. Dincer, "Numerical modeling of heat and mass transfer during forced convection drying of rectangular moist objects," *International Journal of Heat and Mass Transfer* vol. 49, pp. 3094-3103, 2006.
- [20] Z. B. Maroulis, G. D. Saravacos, N. M. Panagiotou and M. K. Krokida, "Moisture diffusivity data compilation for foodstuffs: effect of material moisture content and temperature," *International Journal of Food Properties*, vol. 4, pp.225-237, 2001.



XVII CONGRESO NACIONAL DE INGENIERÍA ELECTROMECAÁNICA Y DE SISTEMAS

Otorga el presente diploma a:

L. C. Lara Guzmán, E. Martínez Espinosa, M.
Salinas Vázquez, W. Vicente y Rodríguez

Por su participación con el trabajo:

Análisis comparativo de modelos
matemáticos de isothermas de sorción con
resultados experimentales aplicados a
frutas y vegetales

12 al 16 de Noviembre de 2018
Biblioteca Nacional de Ciencia y Tecnología "V́ctor Bravo Ahuja"
Unidad Profesional "Adolfo Ĺpez Mateos", Zacatenco.
Ciudad de Ḿxico.



Dr. Miguel Toledo Velázquez
Jefe de la Sección de Estudios de Posgrado
e Investigación de la ESIME
Unidad Zacatenco



M. en C. Hugo Quintana Espinosa
Director de la ESIME
Unidad Zacatenco

Análisis comparativo de modelos matemáticos de isothermas de sorción con resultados experimentales aplicados a frutas y vegetales

L. C. Lara Guzmán¹, E. Martínez Espinosa¹, M. Salinas Vázquez¹, W. Vicente y Rodríguez¹
¹Universidad Nacional Autónoma de México, Instituto de Ingeniería, Circuito Escolar s/n, Ciudad Universitaria, Delegación Coyoacán, C.P. 04510 México, CDMX

e-mail: llarag@ingen.unam.mx

Resumen— En el presente trabajo se calculó el contenido de humedad de equilibrio de algunas frutas y vegetales (chabacano, manzana, uva pimiento verde, zanahoria, jitomate, cebolla y papa) utilizando los modelos matemáticos de isothermas de sorción de GAB, Oswin, Halsey, Oswin modificado y Halsey modificado. Los cálculos se realizaron a partir de datos experimentales de la actividad del agua y parámetros empíricos que conforman las ecuaciones que están disponibles en los trabajos de Kaymak y Kirandouis. En los alimentos analizados el modelo Oswin presentó un mejor ajuste a los datos experimentales, mientras que el modelo Halsey presentó los mayores porcentajes de error.

Palabras Clave—Deshidratación de alimentos, modelos de isothermas de sorción, actividad del agua.

Abstract—In this paper the equilibrium moisture content of some fruits and vegetables (apricot, apple, green pepper, carrot, tomato, onion and potato) was calculated using the mathematical models of sorption isotherms of GAB, Oswin, Halsey, Oswin modified and Halsey modified. The calculations were made from experimental data on water activity and empirical parameters that make up the equations that are available in the works of Kaymak and Kirandouis. In the foods analyzed, the Oswin model presented a better fit to the experimental data, while the Halsey model presented the highest percentages of error.

Keywords— Food Dehydration, models of sorption isotherms, water activity.

I. INTRODUCCIÓN

El objetivo principal de la deshidratación de alimentos es extender su vida de anaquel. Este objetivo es alcanzado reduciendo la humedad disponible, o actividad de agua (a_w) a niveles que inhiben el crecimiento y desarrollo de microorganismos patógenos, reduciendo la tasa a la que los cambios químicos no deseables ocurren [1]. La actividad de agua a_w , es un factor único en la determinación de la estabilidad del alimento que permite establecer límites generalizados dentro de rangos donde cierto tipo de reacciones deteriorativas son dominantes [2]. De acuerdo con [3] un contenido de a_w menor a 0.85 inactiva la mayoría de las enzimas, que son responsables de acelerar reacciones químicas, al alcanzar un valor menor a 0.75 se inhibe el crecimiento bacteriano, aunque es probable que algunas

levaduras y hongos sigan creciendo. Sin embargo, al llegar a cifras menores a 0.6 se inhibe totalmente el crecimiento de organismos dañinos.

En el proceso de deshidratación dentro de una cámara de secado ocurren dos mecanismos de transferencia de masa: 1) el transporte convectivo, en el cual la masa se transfiere por el movimiento (laminar o turbulento) del fluido alrededor del alimento, y 2) el transporte difusivo, que ocurre al interior, en el que la transferencia de masa se debe a diferencias de concentración ya sea dentro de una misma fase o entre fases. Estos dos mecanismos ocurren en la interface aire - alimento y se deben tomar en cuenta para el análisis de la deshidratación de alimentos.

Aunque existen diferentes formas de estudiar el mecanismo de transferencia de masa en el sistema aire-alimento, no hay una que brinde una solución o descripción exacta de la pérdida de agua en el alimento. Una de las formas de estudiar este proceso es por medio de una isoterma de sorción, que matemáticamente se expresa como la relación entre la actividad de agua (a_w) y el contenido de humedad de equilibrio (CHE) y de acuerdo a la definición de Limousin et al [4] una isoterma de sorción describe la retención (o rechazo) de una sustancia (fase líquida o sólida) en un sólido a varias concentraciones. De este modo, la gráfica se acostumbra dividir en tres zonas, como se puede observar en la Figura 1, las cuales en el caso del fenómeno de desorción se analizan comenzando por la región C, que corresponde al agua libre en el alimento, a ésta le sigue la región B, la cual es una región de transición entre el agua ligada y el agua libre, muestra el nivel de sorción en las capas superiores a la monocapa, finalmente está la región A, que muestra la sorción en la monocapa, en la región A se localiza el agua que está firmemente ligada al alimento. Esta agua ligada no está disponible para reacciones químicas, porque tiene una entalpia de vaporización mayor que la del agua pura.

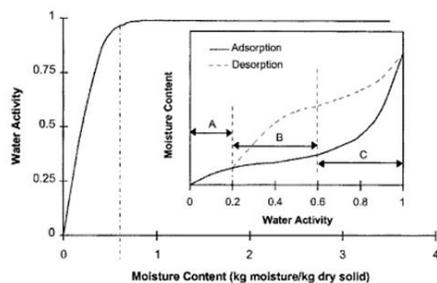


Figura 1.- Regiones en que se divide una isoterma de sorción. Relación entre contenido de humedad y actividad de agua en sistemas de alimentos [5].

Entre los modelos matemáticos para ajustar datos experimentales de sorción de humedad se encuentran las ecuaciones desarrolladas por The Brunauer-Emmet-Teller (BET) (X), Hasley (1948), Henderson (1952), Oswin (1946), Dent (Dent, 1977), GAB (Van der Berg y Bruim, 1981) los cuales están basados en la teoría de adsorción.

II. DESARROLLO

El modelo desarrollado por Guggenheim, Anderson, y de Boer (GAB) está basado en la teoría de adsorción multimolecular de gas desarrollada por Brunauer, Emmett y Teller [6], que asume que las moléculas de gas son atraídas a la presión de condensación y que esta misma fuerza es responsable de que estas puedan ser adsorbidas a una cantidad profunda de monocapas en el material sólido (alimento), por lo que sus parámetros tienen un significado físico.

$$CHE = X_m C K a_w / ((1 - K a_w)(1 - K a_w + C K a_w)) \quad 1$$

Siendo X_m = contenido de humedad de la monocapa. Para determinar las variables restantes se utilizan las siguientes ecuaciones:

$$C = C_0 \exp(\Delta H_c / (R \cdot T)) \quad 2$$

$$K = K_0 \exp(\Delta H_k / (R \cdot T)) \quad 3$$

Los símbolos T corresponde a la temperatura en K, R representa la constante universal de los gases en J/molK, ΔH_c y ΔH_k representan el calor de sorción del agua en kJ/mol. Asimismo, C_0 , K_0 son constantes de carácter entrópico.

Por su parte, Halsey [7] desarrollo una ecuación que describe la condensación de multicapas.

$$CHE = (-A / \ln(a_w))^{1/B} \quad 4$$

De este modelo, surge un modelo que fue modificado [8] para incluir el parámetro de la temperatura

$$CHE = ((-\exp(A + B \cdot T)) / \ln(a_w))^{1/C} \quad 5$$

En las ecuaciones 4 y 5 A, B, C son parámetros empíricos.

El modelo Oswin [9] es un modelo exponencial que se ajusta isotermas en forma de sigma.

$$CHE = k \cdot (a_w / (1 - a_w))^n \quad 6$$

Donde k, n son parámetros empíricos.

El modelo anterior también tiene una forma modificada [10] que incluye a la temperatura.

$$CHE = (A + B \cdot T) / ((1/a_w) - 1)^{1/C} \quad 7$$

El parámetro T corresponden a temperatura [°C] mientras que A, B y C corresponden a parámetros empíricos.

El porcentaje de error [E] fue calculado con la ecuación 8:

$$\%E = |u - v| / v \quad 8$$

Donde u corresponde al valor calculado con el modelo de isoterma de sorción y v corresponde al valor experimental obtenido de la literatura.

III. RESULTADOS

Con el fin de comparar las ecuaciones para el cálculo de isotermas de sorción se utilizaron datos experimentales obtenidos de los trabajos de Kaymak [11] y Kirandous [12] y se aplicaron los modelos GAB, Halsey y Oswin. La Figura 2 ejemplifica las isotermas de sorción de chabacano seco a 45°C calculadas a partir de datos experimentales de los trabajos de Kaymak et al [11]. Los datos experimentales presentan una actividad de agua del alimento entre 0.1 y 0.9. Las curvas Halsey y Oswin se ajustan adecuadamente a los datos empíricos con un porcentaje de error de 7.54 y 16.9, mientras que la isoterma GAB muestra un error del 30.5 por ciento.

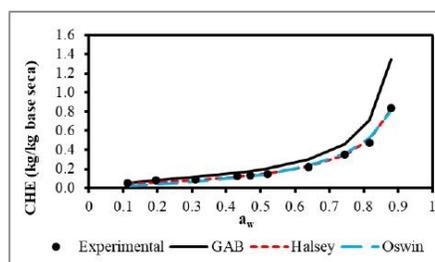


Figura 2.- Isotermas de sorción de chabacano seco a 45°C.

APÉNDICE A. Participaciones en congresos y extensos

ARTÍCULO No. IS-27
ARTÍCULO

XVII CONGRESO NACIONAL DE INGENIERÍA
ELECTROMECÁNICA Y DE SISTEMAS (CNIES 2018)

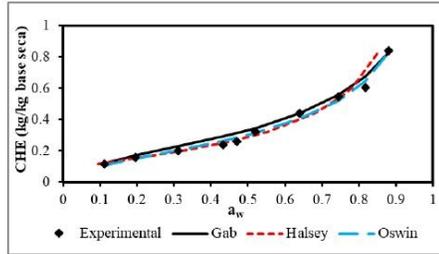


Figura 3.- Isotermas de sorción de manzana secada a 45°C.

La Figura 3 muestra las isotermas de sorción de manzana, secada a 45°C calculadas a partir de datos experimentales de los trabajos de Kaymak et al [11]. La actividad de agua de este alimento está en un rango de 0.1 a 0.9 y el contenido de humedad de equilibrio varía entre 0.1 al final del secado y 0.8 kg/kg base seca. En este caso la curva Halsey presenta el mayor error (45.54 por ciento). Por su parte, los modelos GAB y Oswin tuvieron errores de 8.66 y 6.02 por ciento, respectivamente.

En la Figura 4 se presentan las isotermas de sorción de uva, secada a 45° calculadas a partir de datos experimentales de los trabajos de Kaymak et al [11]. La actividad de agua de este alimento está en un rango de 0.1 a 0.9 y el contenido de humedad de equilibrio varía entre 0.1 al final del secado y 1.3 kg/kg base seca para el alimento húmedo. En este caso la isotermas GAB y Oswin tuvieron un porcentaje de error de 8.5 y 9.55, respectivamente. La isoterma Halsey fue la que menos se ajustó presentando un porcentaje de error de 58.97.

La Figura 5 representa las isotermas de sorción del pimienta verde secado a 45°C que fueron calculadas a partir de datos experimentales de los trabajos de Kaymak et al [11]. La actividad de agua de este alimento está en un rango de 0.1 a 0.9 y el contenido de humedad de equilibrio varía entre 0.04 al final del secado y 0.45 kg/kg base seca para el alimento húmedo. En este caso las tres curvas calculadas se ajustan a los datos experimentales. Los porcentajes de error de los modelos GAB, Oswin y Halsey son de 9.41, 9.59 y 7.53 por ciento, respectivamente.

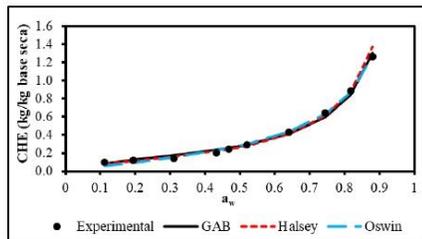


Figura 4.- Isotermas de sorción de uva secada a 45°C.

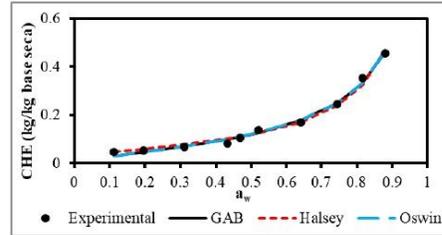


Figura 5.- Isotermas de sorción del pimienta verde secado a 45°C.

La figura 6 representa las isotermas de sorción de zanahoria secada a 45°C calculadas con datos de Kirandouis et al [12]. Los datos experimentales son para un rango de actividad de agua entre 0.1 y 0.9 y el contenido de humedad de equilibrio al final del secado es de 0.06 kg/kg base seca. En este caso, las isotermas GAB y Oswin presentan los errores más bajos de 8.69 y 6.16 por ciento. La isoterma Hasley resultó con el mayor error de 11.8 por ciento.

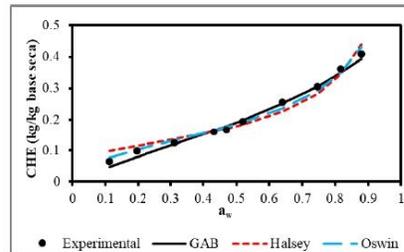


Figura 6.- Isotermas de sorción de la zanahoria secada a 45°C.

La figura 7 presenta las isotermas de sorción de jitomate secado a 45°C calculadas con datos de Kirandouis et al [12]. Los datos experimentales son para un rango de actividad de agua entre 0.1 y 0.9 y el contenido de humedad de equilibrio al final del secado es de 0.09 kg/kg base seca. Los porcentajes de error calculados para los modelos GAB, Oswin y Halsey fueron 1.39, 2.42 y 1.55, respectivamente.

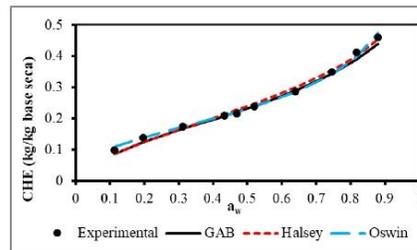


Figura 7.- Isotermas de sorción de jitomate secado a 45°C.

Ciudad de México, 12 al 16 de noviembre 2018



La figura 8 muestra las isotermas de sorción de cebolla secada a 45°C calculadas con datos de Kirandouis et al [12]. Los datos experimentales son para un rango de actividad de agua entre 0.1 y 0.9 y el contenido de humedad de equilibrio al final del secado es de 0.08 kg/kg base seca y 0.4 kg/kg base seca cuando el alimento está húmedo. El modelo Oswin se ajusta mejor a los datos experimentales, se obtuvo un error porcentual de 4.76 mientras que los modelos GAB y Hasley se ajustaron menos, los errores porcentuales obtenidos fueron 7.01 y 8.76 respectivamente.

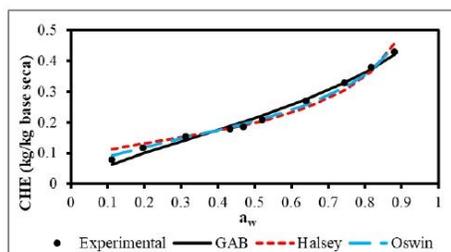


Figura 8.- Isotermas de sorción de la cebolla secada a 45°C.

En la figura 9 aparecen las isotermas de sorción de papa secada a 45°C calculadas con datos de Kirandouis et al [12]. Los datos experimentales son para un rango de actividad de agua entre 0.1 y 0.9 y el contenido de humedad de equilibrio al final del secado es de 0.05 kg/kg base seca y 0.3 kg/kg base seca cuando el alimento está húmedo. Las isotermas Oswin presento un error de 3.03 por ciento respecto a los datos experimentales. Asimismo, las isotermas GAB y Hasley obtuvieron un mayor error calculado de 7.7 y 5.89 por ciento, respectivamente.

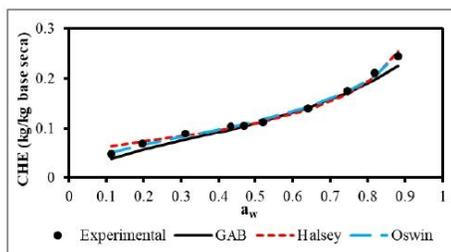


Figura 9.- Isotermas de sorción de papa secada a 45°C.

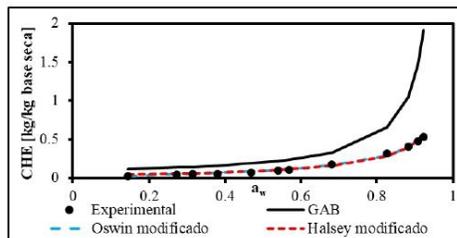


Figura 10.- Isotermas de sorción de hongo secado a 35°C.

La Figura 10 muestra las isotermas de sorción de hongo (morcella escluenta) secado con aire caliente a 30°C [13]. Los datos experimentales son para un rango de actividad de agua entre 0.1 y 0.9 y el contenido de humedad de equilibrio al final del secado es de 0.03 kg/kg base seca y 0.5 kg/kg base seca cuando el alimento está húmedo. El modelo Oswin obtuvo un porcentaje de error de 11.86 y el modelo Halsey presentó un error de 21.59 por ciento. En cambio, el modelo GAB no mostró relación con los datos experimentales, ya que el error obtenido fue de 188.15 por ciento.

En la Figura 11 se presentan las isotermas de sorción para el secado de lichi a 50°C calculadas con los datos obtenidos de Janjai et al [15]. Los datos experimentales son para un rango de actividad de agua entre 0.1 y 0.9; el contenido de humedad de equilibrio al final del secado calculado es de 0.1 kg/kg base seca y 1.0 kg/kg base seca cuando el alimento está húmedo. Los errores de los modelos GAB, Oswin modificado y Halsey modificado son 11.4, 13.33 y 19.03 por ciento, respectivamente.

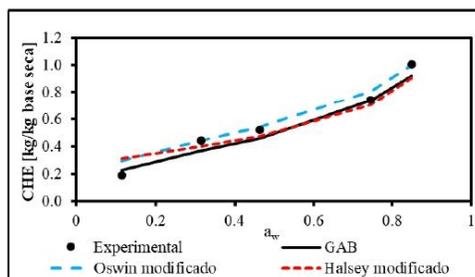


Figura 11.- Isotermas de sorción de lichi secado a 50°C.

IV. CONCLUSIONES

El modelo Oswin presentó porcentajes de error entre 3 y 17 por ciento en los alimentos analizados, lo que significa que es el que mejor se ajusta a los datos empíricos. Aunque el modelo GAB se ajustó bien para algunos alimentos, en los casos del chabacano y hongo se obtuvieron porcentajes de error muy altos (30.5 y 188.15 por ciento, respectivamente). Por otra parte, el modelo Halsey presentó altos porcentajes de error (entre 7.5 y 59 por ciento) en todos los alimentos. En consecuencia, el modelo Hasley no es un modelo muy recomendable de utilizar.

Por lo tanto, el modelo Oswin es la mejor opción para el cálculo de isoterms de sorción. Sin embargo, este modelo no incluye entre sus variables a la temperatura, en consecuencia, las constantes se tienen que recalcular para cada nueva temperatura, lo que representa una desventaja en cuestión de tiempo de cálculo.

V. AGRADECIMIENTOS

Los autores agradecen a la Universidad Nacional Autónoma de México UNAM, DGAPA-PAPIIT TA100117, al Posgrado de Ingeniería de la UNAM y al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) por el apoyo brindado.

VI. REFERENCIAS

- [1] Brennan James G., Food Processing Handbook, WILEY-VCH, 2006.
- [2] Scott W. J., Water relations of food spoilage microorganisms. In Advances in Food Research, vol. VII, E. M. Mrak and G. F. Stewart (eds), Academic Press, New York, 83–127, 1957.
- [3] Water Activity (aw) in Foods, Safefood 360, Inc. 2014.
- [4] Limousin G., Gaudet J., Charlet L., Szenknect S., V. Barthe's V., Krimissa M., Sorption isotherms: A review on physical bases, modeling and measurement. Applied Geochemistry 249–275, 2007.
- [5] W. A. M. McMinn and T. R. A. Magee, 1999. Principles, methods and applications of the convective drying of foodstuffs. Institution of Chemical Engineers.
- [6] Brunauer S., Emmet P. H. y Teller E., 1938 Adsorption of Gases in Multimolecular Layers. Journal of the American Chemical Society, 1938.
- [7] Halsey, G. 1948. Physical adsorption on non-uniform surfaces. Journal of Chemistry Physics, 16, 931–937.
- [8] Iglesias, H.A.; Chirife, J., 1976. Prediction of effect of temperature on water sorption of food materials. Journal of Food Technology, 109–116
- [9] Oswin, C. R., 1946. The kinetics of package life III. The isotherm. Journal of Chemical Industry, 65, 419–421.
- [10] Santanu Basu, Shivhare U. S., Mujumdar A. S. 2006. Models for Sorption Isotherms for Foods: A Review, Drying Technology, 24:8, 917-930.
- [11] Kaymak-Ertekin y Gedik A. 2004. Sorption isotherms and isosteric heat of sorption for grapes, apricots, apples and potatoes. Lebensm.-Wiss. u.-Technol. 29–438.
- [12] Kirandouis C. T., Maroulis Z. B., Tsami E. y Marinou-Kouris D., 1993. Equilibrium Moisture Content and Heat of Desorption of Some Vegetables. Journal of Food Engineering 55-74.
- [13] A. Mulet, P. Garcia-Pascual, N. Sanjuán, J. Garcia-Reverter, 2002. Equilibrium isotherms and isosteric heats of morel (Morchella esculenta), Journal of Food Engineering 75–81.
- [14] R. Viswanathan, D.S. Jayas, R.B. Hulasare, 2003. Sorption Isotherms of Tomato Slices and Onion Shreds, Biosystems Engineering, 465–472.
- [15] S. Janjai, B. Mahayothee, N. Lamlert, B.K. Bala, M. Precoppe, 2010. M. Nagle, J. Müller, Diffusivity, shrinkage and simulated drying of litchi fruit (Litchi Chinensis Sonn.), Journal of Food Engineering 214–221.



Ciudad de México, a 20 de septiembre de 2021.

Carolina Lara

P r e s e n t e

Tengo el agrado de comunicarle que el trabajo

Simulación numérica del proceso de secado convectivo en un arreglo en línea de rebanadas de alimentos sólidos a la entrada de una cámara de secado

cuyos autores son

Carolina Lara, Martín Salinas, Eliseo Martínez, y William Vicente

ha sido aceptado para su presentación oral en el **XXVII Congreso de la División de Dinámica de Fluidos** de la Sociedad Mexicana de Física. El congreso se llevará a cabo en línea del 10 al 12 de noviembre de 2021.

A nombre de la mesa directiva, agradezco su interés por participar en este importante evento.

Atentamente,

Dr. Enrique Guzmán

DDF – SMF

Presidente

APÉNDICE B. Artículo publicado



Drying Technology
An International Journal



ISSN: (Print) (Online) Journal homepage: <https://www.tandfonline.com/loi/ldrt20>

Numerical study of the effect of potato cuboids separation in a convective drying

L.C. Lara-Guzman, M. Salinas-Vazquez, E. Martínez-Espinosa & W. Vicente

To cite this article: L.C. Lara-Guzman, M. Salinas-Vazquez, E. Martínez-Espinosa & W. Vicente (2022): Numerical study of the effect of potato cuboids separation in a convective drying, *Drying Technology*, DOI: [10.1080/07373937.2022.2157009](https://doi.org/10.1080/07373937.2022.2157009)

To link to this article: <https://doi.org/10.1080/07373937.2022.2157009>



Published online: 21 Dec 2022.



Submit your article to this journal [↗](#)



View related articles [↗](#)



View Crossmark data [↗](#)

Full Terms & Conditions of access and use can be found at
<https://www.tandfonline.com/action/journalInformation?journalCode=ldrt20>



Numerical study of the effect of potato cuboids separation in a convective drying

L.C. Lara-Guzman, M. Salinas-Vazquez, E. Martínez-Espinosa, and W. Vicente

Instituto de Ingeniería, Universidad Nacional Autónoma de México, Mexico City, Mexico

ABSTRACT

A numerical study (conjugate modeling) of potato cuboid separation in convective drying is performed with the Large Eddy Simulation approach. Any in-line potato array is represented by a single interacted zone through periodic boundary conditions. Numerical code is validated with four experimental studies focused on hydrodynamics (two cases), heat transfer (one case), and mass transfer (one case). Twelve case studies have been proposed to study the effect of streamwise and spanwise distances on heat and mass transfer. Results show that low streamwise separations (0.25) strongly affect the potato drying by the presence of a quasi-stationary wake that causes a blocking effect. The potato cuboid's best thermal uniformity and mass transfer are presented at a spanwise distance (0.75) and streamwise separations (1.0). Results can be applied to get uniform heat and mass transfer in drying chambers.

ARTICLE HISTORY

Received 3 May 2022
Revised 31 October 2022
Accepted 3 December 2022

KEYWORDS

Conjugate modeling; convective drying; Large Eddy simulation; potato cuboids; spanwise and streamwise separation; uniform drying

1. Introduction

Numerical food drying simulations focus mainly on simple shapes (cuboids, rectangular cylinders, cylinders, or two-dimensional geometries). Studies are performed in one-dimensional (1D), two-dimensional (2D), and three-dimensional (3D) cases. The heat and mass transfer on food drying is modeled as a non-conjugate (NCM) or conjugate case (CM). Non-conjugate simulations solve the heat and mass transfer inside food by diffusion, and the effects of the airflow are modeled by constant heat and mass transfer coefficients through boundary conditions. Some examples of NCM are the studies conducted by Islam et al. (1D)^[1], Hussain and Dincer (2D)^[2], Franco do Carmo and Barbosa de Lima (2D)^[3], Lemus-Mondaca et al. (2D and 3D)^[4], Musielak and Śliwa (2D)^[5], Ju et al. (2D)^[6], Khan et al. (3D)^[7], and Ju et al. (3D)^[8]. The conjugate modeling simultaneously solves heat and mass transport equations in airflow and food by mathematical conditions imposed on the food interface. The air-food is coupled at each boundary interface element by local convective heat/mass transfer coefficients or complete continuity of the heat and mass fluxes. Then airflow is modeled as a laminar flow (LF) or turbulent flow (TF) by momentum, mass, and energy transport equations.

CM represents the moisture concentration inside the food mainly by diffusion in two ways: simple diffusion model or porous media. The simple diffusion model (Fick's law) considers an isotropic medium, and the diffusion coefficient can be represented as a function of temperature as studies performed by Tzempelikos et al.^[9], Kaya et al., (2D in LF)^[10], Sabarez (2D in TF)^[11], Chandramohan (3D in LF)^[12], and Ateeque et al. (3D in TF)^[13]. Porous media assumes that moisture is transported through a pore matrix (small or large pores), and fluid movement is approached as an empirical formulation (effective diffusion), a Darcy flow version, the Navier–Stokes analogy, and Luikov model (Datta^[14]). In the empirical formulation, an effective diffusivity represents different transport mechanisms (capillary flow and pressure-driven flow), which is coupled to Fick's law as Curcio (2D in TF)^[15] and Defraeye and Radu (2D in TF)^[16]. In a Darcy flow version, the liquid-vapor movement is represented by diffusion through the Darcy equation coupled with Fick's law as Erriguible et al. (2D in TF)^[17]. In the Navier–Stokes analogy, the fluid movement is modeled by molecular diffusion through Darcy–Forchheimer terms or Brinkman modifications as Betchen et al. (2D in LF)^[18], Zhu et al. (2D in TF)^[19], and Selimefendigil et al. (2D in LF)^[20]. Finally, the Luikov model is based on the

phenomenological theory of non-equilibrium thermodynamics as Lamnatou et al. (2D in LF)^[21].

Most simulations are conducted for one food sample, and works are focused on the numerical representation of the drying process (moisture content and/or food temperature) or the influence of operating variables (air velocity, air temperature, air humidity, and/or sample thickness) on food drying. Numerical simulations focused on the representation of food drying present good agreement with experimental data as NCM performed by^[2-5] and CM conducted by^[17, 18]. Although all simulations showed good agreement with experimental data, Lemus-Mondaca et al.^[4] pointed out that 3D simulation gives better results than 2D studies. Numerical simulations focused on the influence of operating variables has been studied in NCM as^[1, 6-8] and CM as^[9-16, 19-21]. All works have found that high temperatures, low air relative humidity, and high air velocities increase the drying rate. However, some authors have found that airflow temperature has the strongest effect on food drying^[6], airflow humidity strongly affects the drying process^[16], and shrinkage greatly influences the moisture content^[19]. Other authors have concluded that the effect of operating variables is substantial in the initial stage of the drying process, but the effect is weak when bound water is removed^[15].

Few works have studied the spacing effect between shapes as^[20, 21], but simulations are focused on two moist shapes. For instance, Lamnatou et al.^[21] studied three arrangements of a pair of porous blunt plates side-by-side, staggered, and tandem. Results show that the side-by-side arrangement has the best overall drying behavior, which is recommended. Selimefendigil et al.^[20] studied the effect of the size of porous objects and the distance between a pair of rectangular-shaped porous objects. The authors only consider one spatial direction (streamwise) and conclude that high separations between blocks positively impact the drying process. Other authors have studied arrangements of moist samples, such as Aktaş et al. (3D in LF)^[22], but their work is focused on drying representation and not on the effect of shape separation. Aktaş et al.^[22] carried out a type of “inverse NCM” in an arrangement of 16 lines of apricot half slices because the work is focused on the airflow. Semi-empirical correlations represented the effect of heat and mass transfer of moist samples. Results showed good agreement with experimental data but only are valid for the configuration studied.

The spacing effect between moist shapes has been little studied in food drying, and only the works conducted

by^[20, 21] have analyzed only one spatial direction (streamwise). Numerical simulations have been performed on two pairs of shapes^[20, 21], and the results are only valid for the arrangements proposed. Then, a research gap on the effect of shape separation in the three spatial directions and developing a general representation of any food inline array is identified. Therefore, this work aims to fill this research gap by studying the spacing effect between potato cuboids in three spatial directions and a general representation of any food inline array. A single interacted zone can represent any inline food array through periodic boundary conditions (Figure 1). These boundary conditions represent the effect of surrounding bodies in the three spatial directions: x axis (streamwise), y axis (spanwise), and z axis (spanwise), as shown in Figure 1. Furthermore, this work proposes two reference parameters for studying a uniform heat and mass transfer (Eqs. (15) and (17) in Section 6.2). Then a CM in convective drying is performed on a single interacted zone for any food potato inline array with the large eddy simulation (LES) approach. Twelve cases are studied at different spanwise and streamwise separations to propose a separation distance to get uniform heat and mass transfer, which can be applied to drying chambers.

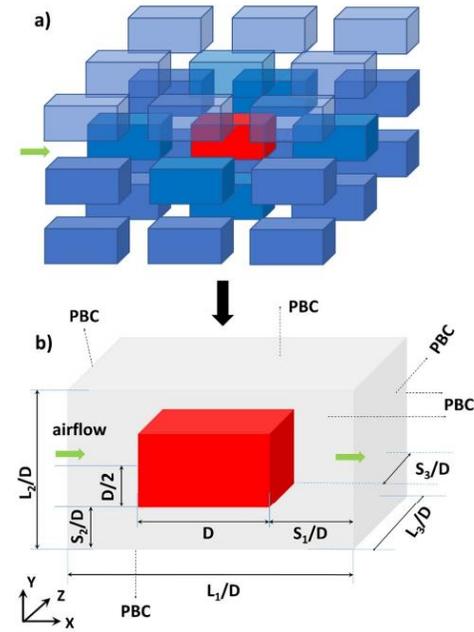


Figure 1. Potato cuboids arrangement represented by a single interacted zone through periodic boundary conditions (PBC).

2. Mathematical modeling

In conjugate modeling, governing equations are presented for the external flow (airflow) and the potato cuboid (solid body). In this work, the following assumptions are considered:

1. The potato cuboid is isotropic and homogeneous.
2. The potato sample does not change, and the shrinkage effect is not considered.
3. Diffusive coefficients and density are functions of moisture content and temperature.
4. Heat and mass transfer inside the solid are governed by diffusion.
5. Moisture transfer inside the solid in the vapor phase is negligible compared to that in the liquid phase.
6. No phase change occurs within the solid, and evaporation occurs only at the surface.

2.1. Airflow modeling

Continuity, momentum, and energy are the governing equations considered for the external flow. The momentum equations and the pressure term were solved by Clausen's entropically damped artificially compressibility (EDAC) method^[23]. The conservative form of the governing equations is the following:

$$\partial \mathbf{U} / \partial t + \partial \mathbf{F}_i / \partial x_i = \mathbf{S}_F \quad (1)$$

where t is time, x_i refers to three spatial components, and \mathbf{S}_F is the source term. Also, \mathbf{U} is a vector of the solved variables, and \mathbf{F}_i is the flux term $\forall i \in \{1, 2, 3\}$. The above terms are expressed in Eqs. (2) and (3):

$$\mathbf{U} = (p, u_1, u_2, u_3, T_a, Y_a)^T \quad (2)$$

$$\mathbf{F}_i = \begin{bmatrix} \frac{1}{\beta^2} u_i - \frac{1}{Re} \frac{\partial p}{\partial x_i} \\ u_i u_1 + p \delta_{i1} - \frac{1}{Re} S_{i1} \\ u_i u_2 + p \delta_{i2} - \frac{1}{Re} S_{i2} \\ u_i u_3 + p \delta_{i3} - \frac{1}{Re} S_{i3} \\ u_i T_a - \frac{1}{Re Pr} \frac{\partial T_a}{\partial x_i} \\ u_i Y_a - \frac{1}{Re Sc} \frac{\partial Y_a}{\partial x_i} \end{bmatrix} \quad (3)$$

where u_i represents the velocity component in the i direction, p is the pressure, T_a is the air temperature, and Y_a represents the moisture's volumetric concentration in the air. In the following sections, both the velocity and space direction vectors were changed

from (u_1, u_2, u_3) to (u, v, w) and (x_1, x_2, x_3) to (x, y, z) , respectively. Re , Sc , and Pr correspond to dimensionless numbers Reynolds, Schmidt, and Prandtl, respectively. We accomplished the EDAC method by prescribing an artificial equation of state relating changes in pressure to small changes in the density by the relation $P = \beta^2 \rho$. Here, β is an artificial and constant sound velocity similar to the incompressible factor^[24]. The δ_{ij} symbol is the Kronecker delta, and S_{ij} represents the strain rate tensor, which is defined as:

$$S_{ij} = \frac{1}{2} \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) \quad (4)$$

The matrix \mathbf{S}_F in Eq. (1) is defined as:

$$\mathbf{S}_F = (0, f_U(t), 0, 0, f_T(t), 0) \quad (5)$$

The uniform body force $f_U(t)$ is only a function of time, which imposes a constant mass flux in the streamwise direction x (the main flow direction). This forcing term is equivalent to the imposition of a mean streamwise pressure gradient, which is a numerical way to achieve streamwise homogeneity. A similar term, $f_T(t)$, appears in the energy equation to assure that the computational domain's bulk temperature (T_{bulk} in Eq. (6)) is maintained constant with time. This procedure ensures a real periodic boundary condition for the energy equation (see §3.3). The physical representation is that the solid body gains all the energy lost by the fluid.

$$T_{bulk}(t) = \frac{1}{TotalVolume} \int T(\vec{x}, t) dV \quad (6)$$

2.2. Potato cuboid modeling

Into the solid body (potato cuboid), just the heat and mass diffusion equations are solved:

$$\frac{\partial T_s}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\frac{1}{Re Pr_s} \frac{\partial T_s}{\partial x} \right) \quad (7)$$

$$\frac{\partial c_s}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\frac{D_m(T_s)}{Re Sc_s} \frac{\partial c_s}{\partial x} \right) \quad (8)$$

where T_s and c_s are the temperature and moisture concentration in the solid body, the heat diffusion coefficient and the mass diffusion coefficient (D_m) are a function of temperature and moisture; see Islam et al.^[1].

2.3. Coupling

The airflow and the potato cuboid are coupled by boundary conditions in the interface of the solid

body. For the heat diffusion equation into the solid body, the boundary condition for every wall is the following:

$$\left(-\Gamma_T \frac{\partial T}{\partial n}\right)_{BC} = \left(-\Gamma_{T_a} \frac{\partial T_a}{\partial n}\right)_{BC} \quad (9)$$

where Γ_T is the thermal diffusive coefficient and n is normal to the surface. The subscripts BC and a are related to body surface and air. Since the body surface velocity is null, $(T_a)_{BC}=(T_s)_{BC}$ can be considered.

The representation of food dehydration considers that the moisture inside the food moves toward its surface by a concentration gradient. The moisture content is evaporated, and steam is transported by air-flow. Then an extra-term is added to the boundary condition, which has been used in works such as Curcio et al.^[15], Kaya et al.^[10], Sabarez^[11], Ateeque et al.^[13], and Tzempelikos et al.^[9].

$$-h_{fg} \left(\Gamma_c \frac{\partial(\omega_{BC} - \omega_a)}{\partial n} \right) \quad (10)$$

where h_{fg} and Γ_c are the water heat of vaporization and diffusive mass coefficient, also, ω_{BC} and ω_a are the specific humidity on the body surface and ambient, respectively (kg vapor/kg dry air):

$$\omega_{BC} = 0.622 \frac{a_w p_g}{(p_0 - a_w p_g)} \quad (11)$$

$$\omega_a = 0.622 Y_a \quad (12)$$

where 0.662 is the ratio between water vapor and dry air molar mass, and a_w is surface water activity. For this work, a_w is a function of the potato moisture content, according to^[1, 13].

For the mass diffusion equation into the solid body, the boundary condition for every wall is given by the following equation:

$$\left(-\Gamma_c \frac{\partial c}{\partial n}\right)_{BC} = \left(-\Gamma_{c_{oa}} \frac{\partial \omega_a}{\partial n}\right)_{BC} \quad (13)$$

3. Numerical simulation

LES allows statistical studies of flow and turbulence because instantaneous, fluctuating, and mean variables are available, which means Reynolds stresses, turbulent heat flows, and other statistical variables can be calculated. External flow is modeled by the conservative form of the governing equations (1) in generalized coordinates, which is solved via an extension of the explicit MacCormack scheme. This scheme is a predictor-corrector scheme of second-order accuracy in time and four-order accuracy in space developed

by Gottlieb and Turkel^[25]. A three-level fully-implicit finite difference scheme solves diffusion equations (7, 8) into the solid body. Simulation is conducted with a homemade numerical code, which has been used and validated in many different flows as Salinas-Vázquez et al.^[26, 27].

3.1. Immersed boundary method

Immersed boundary (IB) method is usually applied to model the presence of geometries in a simple grid^[26]. IB imposes appropriate harsh conditions: null velocity (air velocity inside food), computed instantaneous temperature, and instantaneous moisture concentration (Equations 7 and 8). Both instantaneous temperature and moisture concentration are computed in the numerical procedure shown in §3.2. This method's implementation involves using a marker function $\vartheta(\vec{x})$ that only takes two values, $\vartheta(\vec{x}) = 1$ for points in the fluid region and $\vartheta(\vec{x}) = 0$ for the solid region (Figure 2). Due to the shape of the studied bodies, interpolation is not necessary. Finally, pressure into the solid is extrapolated from the fluid pressure to have a null pressure gradient on the body surface.

3.2. Numerical procedure

A correct representation of the diffusion phenomenon into the potato cuboid requires high resolution on the grid. Equations into the potato cuboid are solved in a different and finer grid (G_1) than the fluid grid (G_0). Both results must be well coupled, and a solution method is required, as described in Figure 3 and in 7 steps: 1) Time advance step (Δt) computation of the fluid flow simulation (similar for both grids). 2) Time advancement of the fluid flow (Eqs. 1-3) into grid G_0 , at the time step, Δt . 3) Fluid temperature around the

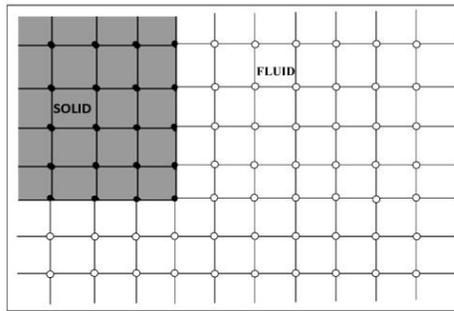


Figure 2. IB conditions. \square fluid nodes $\vartheta(\vec{x}) = 1$ and \bullet solid nodes $\vartheta(\vec{x}) = 0$.

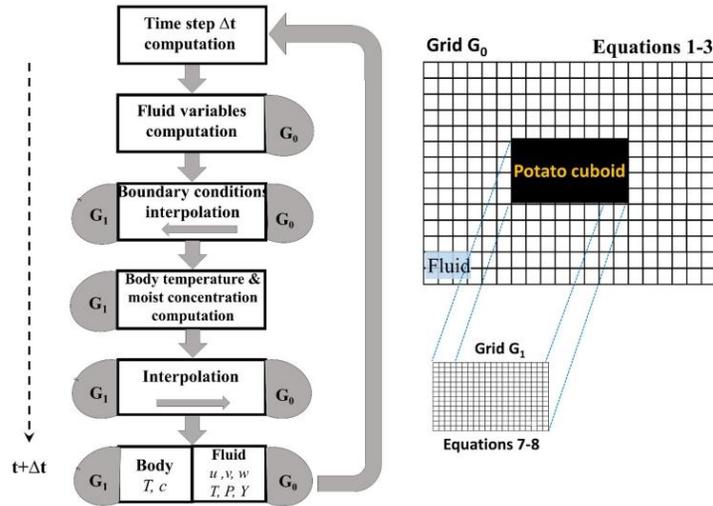


Figure 3. Solution method scheme.

solid-body wall is interpolated into the fine grid G_1 . 4) Temperature field, ambient absolute humidity, and surface water activity on the solid body are used as boundary conditions. 5) Time advancement of the diffusion equations (T_s and c_s) in grid G_1 . 6) Results of temperature T_s and the moisture c_s on-grid G_1 are returned to the grid G_0 (c_s is transformed into volumetric moisture concentration in the air Y_a). 7) Then, the cycle begins and returns to the first step.

3.3. Periodic boundary conditions

A complex flow in the drying chamber is studied by implementing periodic boundary conditions (PBC) in all spatial directions. This technic has been used in heat transfer phenomena by^[26, 28] with satisfactory results in the fully developed zone. The fully developed zone is found in a body array after four to five rows of the inlet and far from the lateral walls (Salinas-Vazquez et al.^[26]). A simple computational domain is cloned into an infinite number in each direction, creating a body array of infinite elements (Figure 4). A complex flow with a simple computational domain is possible in the fully developed zone. Then a drying chamber can be simplified by implementing periodic boundary conditions in all directions (see Figure 1). Numerically, the computation of derivatives is only in the computational points that follow the last node n (Figure 4), which means the first nodes of the cloned domain (e.g., $(i = n + 1)_{CD}$ are

equal to $(i = 1)_{CLONE}$). A similar procedure is applied for $(i = 1)_{CD}$, as shown in Figure 4.

3.4. Initial conditions

Initial conditions are velocity null, pressure, and temperature equal to the atmospheric values (reference values). Simulations begin from reference pressure (p_0 , atmospheric pressure), reference temperature T_0 , and constant mean bulk streamwise velocity $U_0 = U_B$. A null velocity is imposed in the other two velocity components, $V_0 = W_0 = 0$. The initial volumetric moisture concentration in air (Y_0) is obtained from the mathematical definition of absolute humidity in partial pressures of water vapor (p_v) and dry air in the following equation:

$$Y_0 = \frac{\phi p_v (T_0)}{(p_0 - \phi p_v (T_0))} \quad (14)$$

At the beginning of the simulation, the temperature difference between fluid-solid is $(T_a - T_{s0})/T_0 = 0.2$. The heat and mass diffusion solid body computation start until the fluid flow is fully developed. Thermal and mass diffusion coefficient values of the solid body (potato) are much smaller than those of the surrounding fluid. The characteristic times of both phenomena (diffusion time in the solid and convective/diffusion times in the fluid) are equated. A constant value increases the solid body diffusion coefficients on their

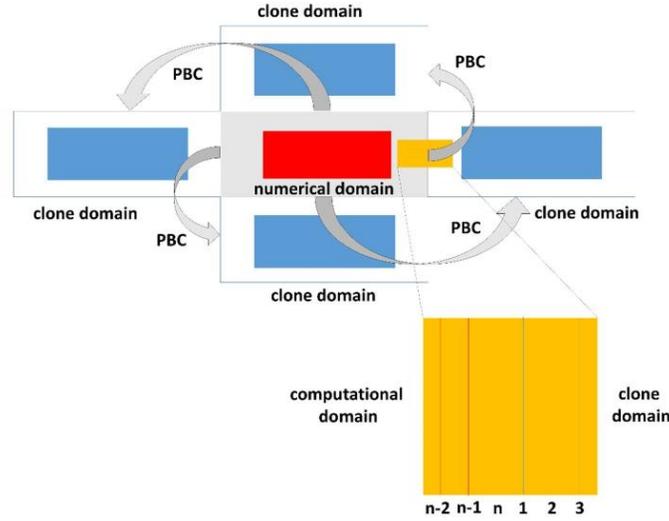


Figure 4. Schematic representation of implementation of periodic boundary conditions by a cloning process in the computational domain and the derivatives computation process at the boundaries.

Table 1. Computational domain characteristics.

Simulation	L_1/D	L_2/D	L_3/D	S_1/D	S_2/D	S_3/D	Grid resolution ($n_x \times n_y \times n_z$)
1	1.5	1.0	1.0	0.25	0.25	0.25	$84 \times 71 \times 71$
2	2.0	1.0	1.0	0.50	0.25	0.25	$106 \times 71 \times 71$
3	2.5	1.0	1.0	0.75	0.25	0.25	$123 \times 71 \times 71$
4	3.0	1.0	1.0	1.0	0.25	0.25	$116 \times 71 \times 71$
5	1.5	1.5	1.5	0.25	0.50	0.50	$84 \times 107 \times 107$
6	2.0	1.5	1.5	0.50	0.50	0.50	$106 \times 107 \times 107$
7	2.5	1.5	1.5	0.75	0.50	0.50	$123 \times 107 \times 107$
8	3.0	1.5	1.5	1.0	0.50	0.50	$116 \times 107 \times 107$
9	1.5	2.0	2.0	0.25	0.75	0.75	$84 \times 108 \times 108$
10	2.0	2.0	2.0	0.50	0.75	0.75	$106 \times 108 \times 108$
11	2.5	2.0	2.0	0.75	0.75	0.75	$123 \times 108 \times 108$
12	3.0	2.0	2.0	1.0	0.75	0.75	$116 \times 108 \times 108$

real values. This procedure allows for obtaining results in a shorter computational time.

4. Study case

The LES approach in a homemade code performs the conjugate modeling of potato cuboid drying. Numerical simulation is conducted in a potato cuboid (parallelepiped shape) with dimensions of D , $0.5D$, and $0.5D$ in the x , y , and z directions, respectively, with a reference length $D=0.04$ [m] (Table 1 and Figure 1). A mainstream velocity $U_0=2.5$ [m/s], inlet air temperature $T_{ref}=333.15$ [K], and a Reynolds number ≈ 4200 are used in this work. An inline array of potato cuboids is represented by a single interacted region in the fully developed zone, as shown in Figure

1. The computational domain consists of cells whose dimensionless parameters are denoted by L_1/D , L_2/D , and L_3/D in x , y , and z directions. The shape array considers the horizontal S_1/D (streamwise) and vertical S_2/D and S_3/D (spanwise) dimensionless spacing between bodies, where spanwise separations are the same ($S_2/D=S_3/D$), see Table 1 and Figure 1. Grid was refined with a hyperbolic tangent function (Le et al.^[29]), and the geometrical characteristics of the computational domain are given in Table 1. The solid-body grid (diffusion equations resolution) is uniform for 12 cases with a resolution of 2000000 nodes ($200 \times 100 \times 100$ computational points in the x , y , and z directions).

5. Code validation

Code validation numerically reproduces four benchmark experimental studies focused on hydrodynamics (two cases), heat transfer (one case), and mass transfer (one case). The first experiment corresponds to a flow around a cube^[30], where measurements with the particle image velocity (PIV) at a Reynolds number of 19,000 on a water tunnel with a cube side $L=4$ cm were conducted. The second experiment corresponds to measurements of local velocities of a turbulent flow ($Re=21,000$) around a rectangular cylinder with $L=4$ cm side and 39 cm long, according to Lyn et al.^[31], with the laser doppler velocimetry (LDV).

The simulations were performed with boundary conditions based on those developed by Poinso and Lele^[32]. Inlet and outlet boundary conditions are imposed in the x direction, whereas the lateral walls are considered slip walls, where shear wall stresses are null (y - z directions, see Figure 5a). The grid resolution was obtained by an independent study of results, where more than twelve grids were compared with the experimental data for every flow. The selected grid has a good balance between the quality of results and the reasonable consumption of numerical resources. A nonuniform grid was created around the body walls from a hyperbolic tangent function (see Figure 5). The geometrical characteristics of the simulation are shown in Table 2, where dimensions were normalized by a characteristic length L (see Figure 5).

Predictions of the mean streamwise- and normal velocities, U/U_0 and V/U_0 , and their turbulence intensity (rms values) are compared with experimental values as shown in Figures 6 and 7. Numerical results show good agreement with the experimental data and correct reproduction of the physical phenomena. Figure 6 shows the formation of a recirculation zone by boundary layer separation (negative mean streamwise velocity and change in sign of the mean normal-velocity component) near the wall at the front vertices of the body. Furthermore, a blocking effect is detected by the difference in the inlet and the mainstream velocity around the body. Figure 7 shows the wake zone behind the body by the negative mean streamwise velocities (values are close to $y/L = 0.0$ and the change of sign of the normal velocity in the zone $0 < y/L < 1$). High fluctuations of both components are observed as the flow moves away from the wall, where streamwise velocity gradients are created. From $y/L \approx 2$, streamwise velocity takes a constant value (mainstream), slightly higher than the inlet velocity. Furthermore, the mean stream closure detects a high turbulence intensity zone downstream of the wake. In this zone,

the mean streamwise velocity returns to a positive direction. The mean normal velocity does not change in sign (high turbulence intensity and large and intense wake is generated).

Heat transfer was validated with the study on square prisms (cylinders) by Igarashi^[33]. A numerical simulation was carried out to compare the local Nusselt number (Nu) and the bulk Nusselt number (Nu_{bulk}). The Nu_m is computed by integrating the time-mean local Nusselt number on all faces. Numerical predictions show good agreement with experimental data (local values) and the semi-empirical correlation (bulk values), as shown in Figure 8. The gray circles in Figure 8a represent the heat transfer in the edges of the square cylinder, which are sensitive to temperature gradients. Finally, mass transfer was validated with experimental data of average moisture content for a potato sample as a study developed by Islam et al.^[1]. The experiment was simulated at potato samples of $5 \times 30 \times 30$ mm, average initial moisture content of 4.6 kg/kg db, and airflow conditions (42 °C, 2.1 m/s, and 17.5% relative humidity). Two simulations were conducted at $D_{ab} = \text{cte}$ and $D_{ab} = f(T, M)$ to determine the relevance of the diffusive mass coefficient as a function of temperature and moisture content. The average moisture content was computed by integrating the volume of the potato sample at different times. Results show good

Table 2. Grid and simulation characteristics.

Grid	Cube	Square cylinder
L_x/L	16.4	16.4
L_y/L	12.0	12.0
L_z/L	6.0	6.0
N_x	238	238
N_y	143	143
N_z	143	143
$(\Delta x/L)$ min/max	0.017/0.14	0.017/0.14
$(\Delta y/L)$ min/max	0.017/0.07	0.017/0.07
$(\Delta z/L)$ min/max	0.017/0.07	0.042
Re	19000	21400

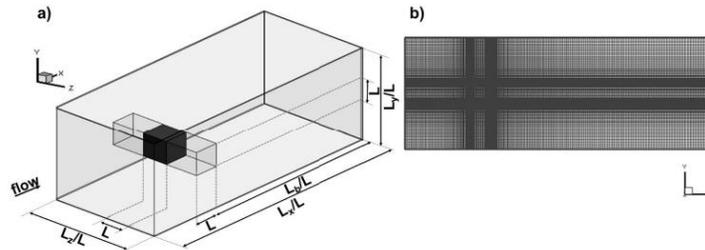


Figure 5. Three-dimensional computational domain a) geometrical characteristics and b) grid in a plane x - y .

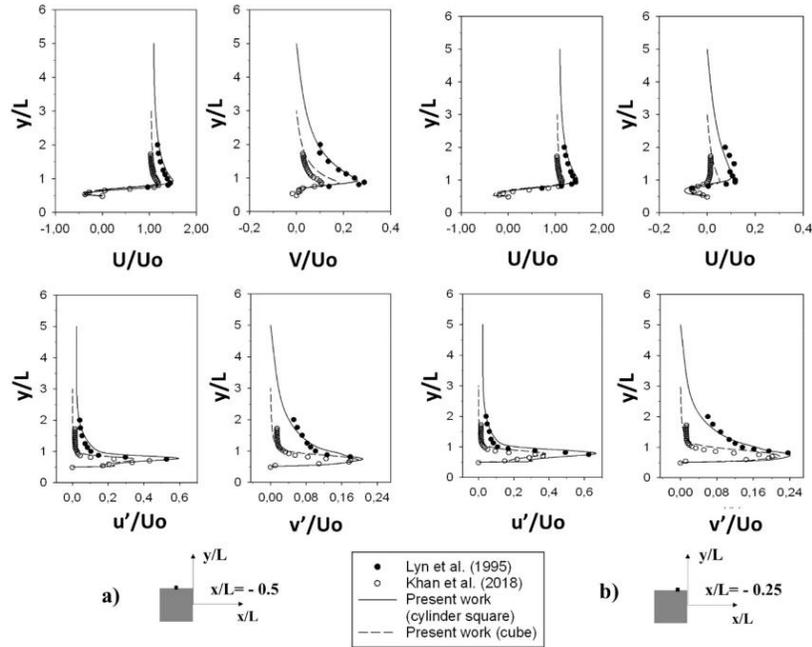


Figure 6. Mean and root-mean-square velocity profiles. Numerical and experimental results: a) $x/L = -0.5$ and b) $x/L = -0.25$.

agreement with experimental data at $D_{ab} = f(T, M)$, as shown in Figure 9.

6. Results and discussion

Predictions of hydrodynamics, transient heat transfer and transient mass transfer are presented in a dimensionless form to reduce the number of variables of the phenomenon and to scale results. Simulation is conducted to 30 dimensionless drying times, representing 270 min (4.5 h) of drying time.

6.1. Hydrodynamics

Figure 10 shows the time mean $u-v$ pathlines in the middle of the $x-y$ plane for 12 case studies. Two different flow behaviors are found at streamwise distances $S_1/D = 0.25$ (cases 1, 5, and 9) and $S_1/D \geq 0.25$ (cases 2-4, 6-8, and 10-12). In the case of $S_1/D = 0.25$, the wake covers most of the space between potato cuboids, i.e., the flow is in the opposite direction to the mainstream (see the close-up in Figure 11). This phenomenon happens when two bluff bodies are too close together that behave aerodynamically as one by the presence of a quasi-stationary wake, as

detected in code validation (§5). Small separations produce a drastic change in the flow that affects heat transfer (§6.2) and mass transfer (§6.3). For instance, this flow interference may cause heat convection to be slow in areas where the time-mean velocities are low. Otherwise, the spanwise distances (S_2/D and S_3/D) affect the size and intensity of the recirculations created in the body's front vertices. As spanwise separation increases, the flow behavior is similar (cases 6-8 and 10-12). The wake is well-defined in the case of $S_1/D \geq 0.5$ (2-4, 6-8, and 10-12), as shown in Figure 11. The flow converges in the centerline, out the wake zone, and continues its path parallel to the mainstream (see rectangles in Figure 10). As streamwise separation (S_1/D) increases, the wake reinstates its natural movement, and the flow in the wake zone mixes with the hotter external flow.

Figure 11 presents turbulent kinetic energy $k = \frac{1}{2} (\langle u'u' \rangle + \langle v'v' \rangle + \langle w'w' \rangle)$ contours, where the zones with maximal turbulent intensity are identified. The highest values are located near the body's front vertices, where the boundary layer separation occurs. The separation of the boundary layer creates significant streamwise velocity gradients, which are the main

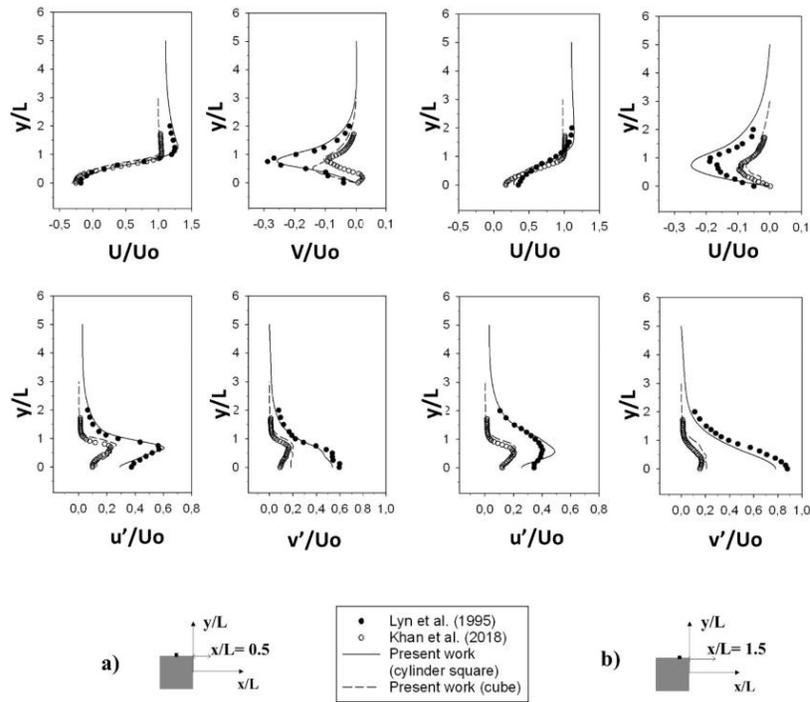


Figure 7. Mean and root-mean-square velocity profiles. Numerical and experimental results: a) $x/L = 0.5$ and b) $x/L = 1.5$.

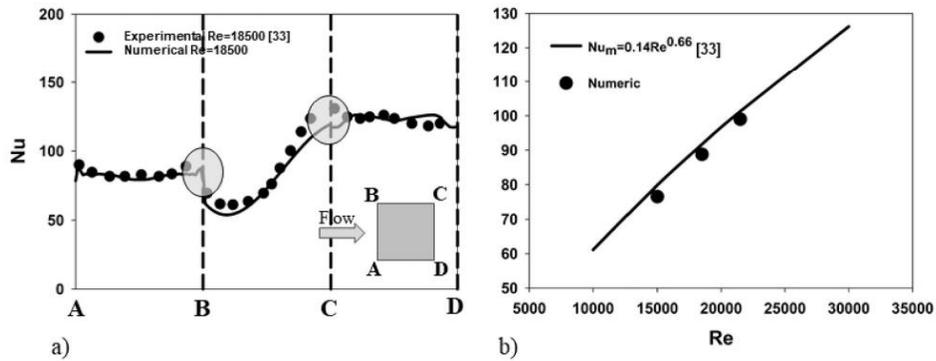


Figure 8. Nusselt number in a square cylinder: a) Numerical and experimental [33] results and b) mean Nusselt number numerical and experimental/empirical values Nu_m .

source of turbulent kinetic energy and could be favorable for heat and mass transfer. Turbulent kinetic energy is also high on the body's lateral walls and around the wake, whereas k varies in magnitude with the spanwise distance (S_{2-3}/D). The k magnitude

increases as S_{2-3}/D decreases by the blocking effect that enhances the flow's streamwise velocity between the bodies. Furthermore, as streamwise velocity increases, so do its gradients. The main streamwise velocity in the lateral zone between bodies varies from

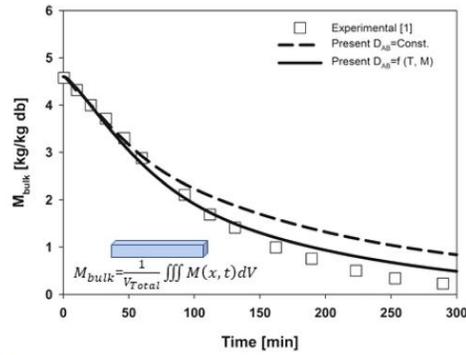


Figure 9. Numerical and experimental average moisture content in a potato sample.

1 to $1.3U_0$ for $S_{2-3}/D=0.75$ and $1-1.5U_0$ for $S_{2-3}/D < 0.75$.

6.2. Transient heat transfer

A transient temperature difference between the bulk air and the bulk solid body (potato cuboid) is defined to determine the heat transfer performance according to the following equation:

$$\Delta T_{a-s} = (T_a(t) - T_s(t)) / (T_{a0} - T_{s0}) \quad (15)$$

where $T_a(t)$ and $T_s(t)$ are the bulk-mean temperatures, which are defined in Eq. (6), T_{a0} and T_{s0} are the initial temperatures, which are constant values ($T_{a0} - T_{s0} = 0.2$). From the energy periodic boundary conditions, $\Delta T_{a-s} \rightarrow 0$ as $t \rightarrow \infty$.

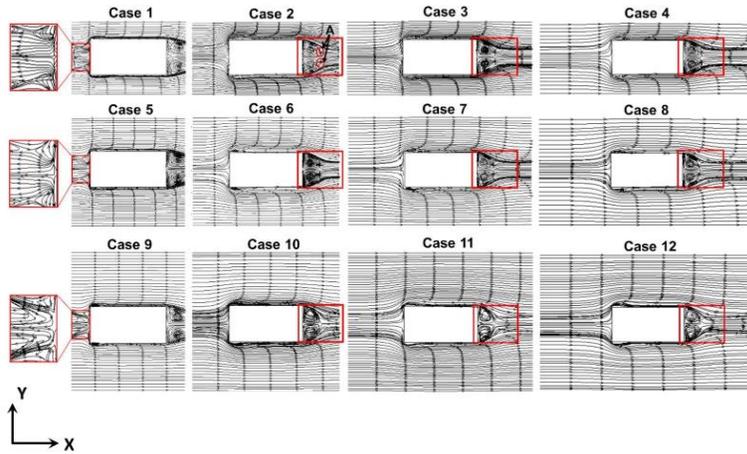


Figure 10. Time-mean pathlines ($U/U_0 - V/U_0$) of cases 1–12 taken in the middle of the x - y plane, $L_y/D = 0.5$.

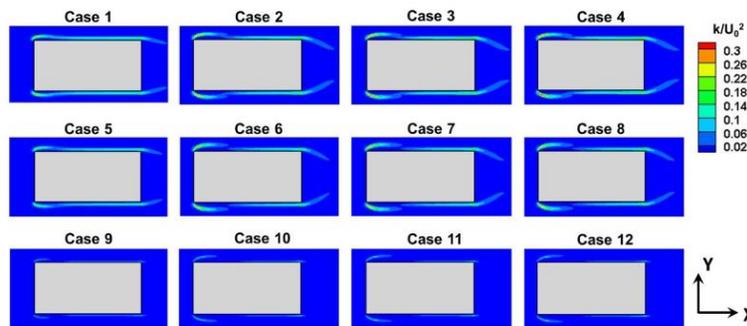


Figure 11. Kinetic energy contours (k/U_0^2) taken at the middle of plane x - y , $L_y/D = 0.5$.

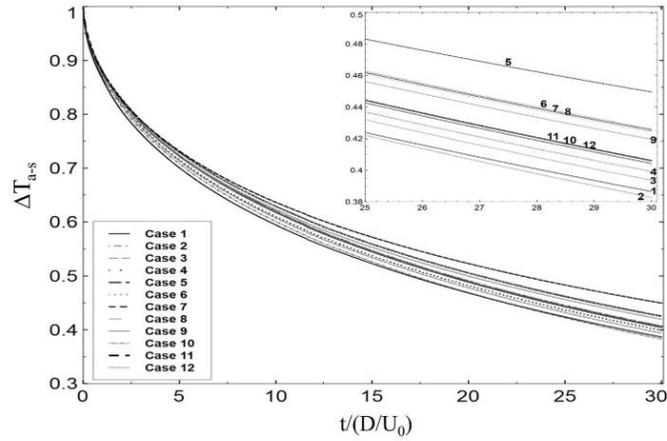


Figure 12. The transient temperature difference between the bulk ($T_a(t)$) air and the bulk solid body ($T_s(t)$), Eq. (15).

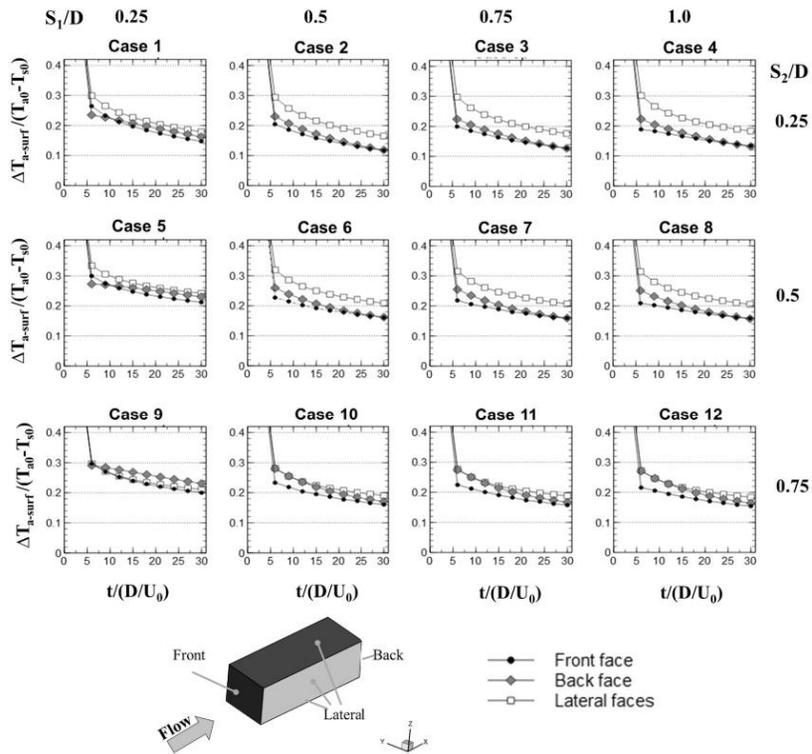


Figure 13. Dimensionless bulk-mean wall surface temperature on the six body faces, Eq. (16). $\Delta T_{a-surf} = T_a(t) - T_{surf}(t)$.

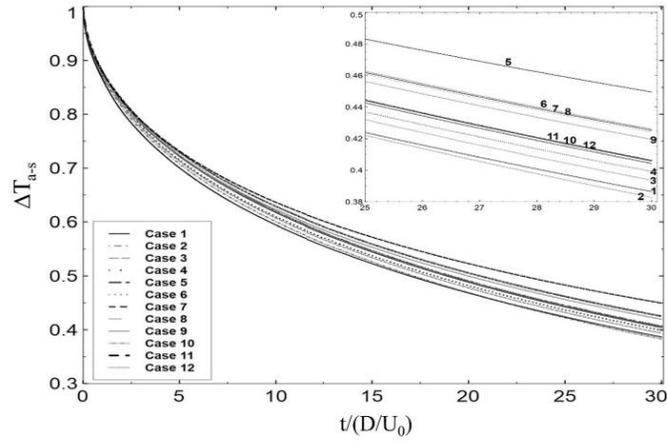


Figure 12. The transient temperature difference between the bulk ($T_a(t)$) air and the bulk solid body ($T_s(t)$), Eq. (15).

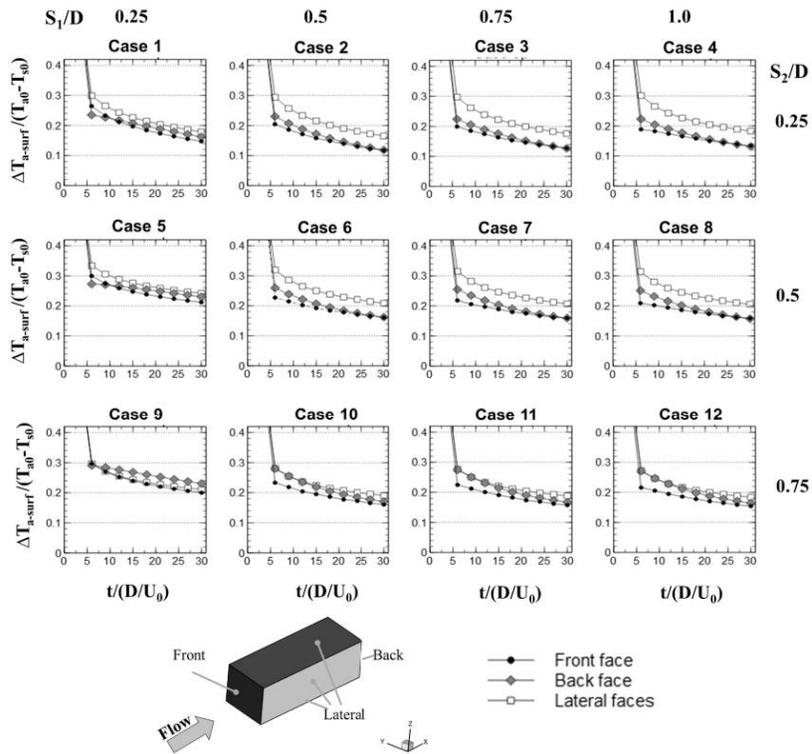


Figure 13. Dimensionless bulk-mean wall surface temperature on the six body faces, Eq. (16). $\Delta T_{a-surf} = T_a(t) - T_{surf}(t)$.

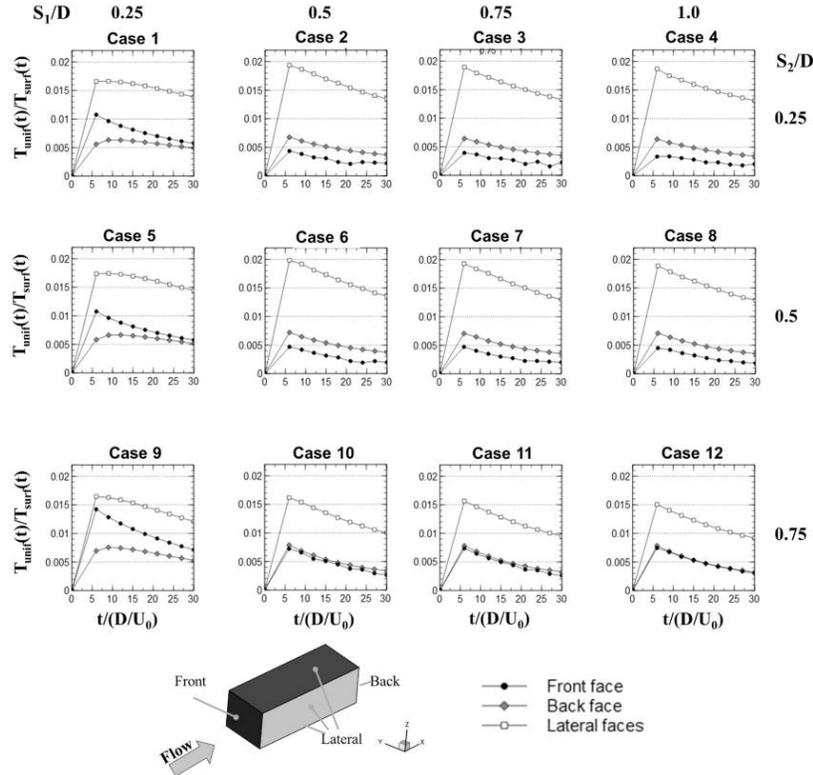


Figure 14. Wall temperature uniformity on the six body faces, Eq. (17).

Results plotted in Figure 12 show a type of exponential decay of the transient temperature difference, similar to moisture content behavior (see §5.3). The best heat transfer (minimum ΔT_{a-s}) at dimensionless time $t/(D/U_0)=30$ (270 min) corresponds to a spanwise distance $S_{2-3}/D=0.25$ (cases 1–4), where ΔT_{a-s} is from 0.382 to 0.4. An intermediate heat transfer is found at spanwise distance $S_{2-3}/D=0.75$, ΔT_{a-s} varies from 0.404 to 0.405 for cases 10–12, except for case 9 ($\Delta T_{a-s}=0.42$). The worst heat transfer (maximum ΔT_{a-s}) corresponds to $S_{2-3}/D=0.5$ (cases 5–8), where ΔT_{a-s} vary from 0.424 to 0.449. In the streamwise distance (S_1/D), the transient temperature difference tends to be sensible at $S_1/D=0.25$ (cases 1, 5, and 9) because the best and worst heat transfer is found. For instance, $\Delta T_{a-s}=0.386$ (case 1, $S_{2-3}/D=0.25$) but $\Delta T_{a-s}=0.449$ (case 5, $S_{2-3}/D=0.5$). Then heat transfer is strongly affected by small streamwise distances ($S_1/D=0.25$) because it is sensitive to subtle flow variations. Small streamwise distances are not

recommended by the difficulty of controlling food drying (quasi-stationary wake strongly influences the flow patterns); see §5.1. On the other hand, study cases at spanwise distance $S_{2-3}/D=0.75$, and streamwise separation $S_1/D \geq 0.5$ (10–12) are considered a good option because they are less sensitive to flow variations (ΔT_{a-s} variation is 6% to the minimum value). Finally, spanwise distance $S_{2-3}/D=0.5$ and streamwise separation $S_1/D \geq 0.5$, 6–8, are not yet discarded ($\Delta T_{a-s}=0.424-0.426$).

In food dehydration, the drying should be carried out evenly over the whole body to ensure food properties. Then a bulk-mean wall surface temperature on the six body faces is studied according to the following equation:

$$T_{surf} = \frac{1}{Total\ Area_{surf}} \int T(\vec{x}, t) dS_{BC} \quad (16)$$

where $T(\vec{x}, t)$ is the instantaneous local temperature on the wall surface, the four lateral walls are presented as a single curve. Although the lateral wall curves are

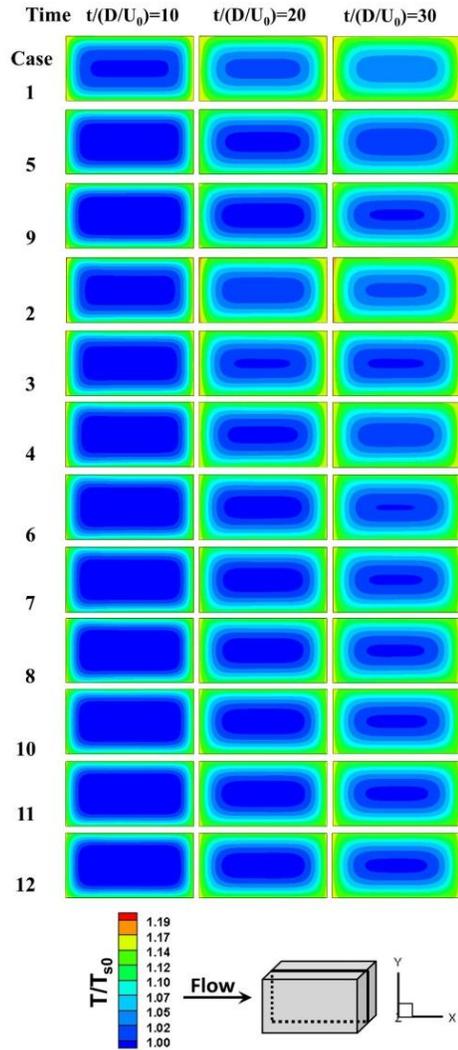


Figure 15. Contours of temperature plane x - y in the middle of the solid body for three different dimensionless times $t(D/U_0)$: $t = 10$ (left), $t = 20$ (centre) and $t = 30$ (right).

instantly different, they are very similar, and we decided to get a mean value curve from the four lateral walls. $\forall_{surf} \in \{\text{front, back, laterals}\}$.

Figure 13 shows that the dimensionless bulk-mean wall surface temperature falls faster than the transient temperature difference (Figure 12) because the wall

temperatures quickly equalize the warm air temperature surrounding the body. In general, all cases exhibit the highest heat transfer on the front wall, whereas the lowest is located on the lateral walls, except for the minimal streamwise distance $S_1/D = 0.25$ and the maximal spanwise separation $S_{2-3}/D = 0.75$, where the wall temperatures are similar. Cases at $S_1/D = 0.25$ distance (1, 5, and 9) show the dimensionless bulk-mean temperatures $(\Delta T_{a-surf}/(T_{a0}-T_{s0}))$ in the front and back walls after 30 dimensionless time units (270 min) are similar because the quasi-stationary wake is a relevant source of heat transfer. However, the presence of sensitivity in heat transfer is observed by the best (1) and worst heating (5). In the $S_{2-3}/D = 0.75$ distance, the heating tends to be uniform in all solid body walls because the dimensionless bulk-mean temperatures are less than 0.2 in all walls. The other cases show that as the streamwise distance (S_1/D) increases, the heat transfer on walls is better in front and back walls because of $\Delta T_{a-surf}/(T_{a0}-T_{s0}) < 0.2$ (2-4 cases) and $\Delta T_{a-surf}/(T_{a0}-T_{s0}) \leq 0.2$ (6-8 cases). Then bulk-mean wall surface temperatures are somewhat independent (similar results are obtained in the group cases 2-4, 6-8, and 10-12) for streamwise distances $S_1/D \geq 0.25$ at a constant distance S_{2-3}/D . However, the lateral walls' temperature benefits from large spanwise distances (S_{2-3}/D) at the S_1/D constant, as in cases 4, 8, and 12.

A temperature uniformity parameter on every wall is proposed to understand how the instantaneous local temperature in any wall moves away from its bulk-mean temperature. This parameter is named uniformity temperature on walls and represents how homogeneous the food heating is, which is relevant to controlling food properties. High $T_{unif}(t)$ values show instantaneous high fluctuations around the bulk-mean value $T_{surf}(t)$, whereas low values are related to spatial uniformity on walls. The temperature uniformity is defined with the following equation:

$$T_{unif}(t) = \sqrt{\left[\sum_{i=1}^{N_{surf}} (T_{surf}(t) - T(\vec{x}, t)_i)^2 \right] / N_{surf}}, \quad (17)$$

where $T_{surf}(t)$ is the bulk-mean temperature in every wall surface (see Eq. (16)), $T(\vec{x}, t)$ is the instantaneous local temperature, and N_{surf} represents the number of resolved points on the wall surface.

Figure 14 presents the dimensionless temperature uniformity parameter on walls ($T_{unif}(t)$). Minimum S_1/D separations (cases 1, 5, and 9) show the biggest differences during heating, reinforcing the sensitivity of

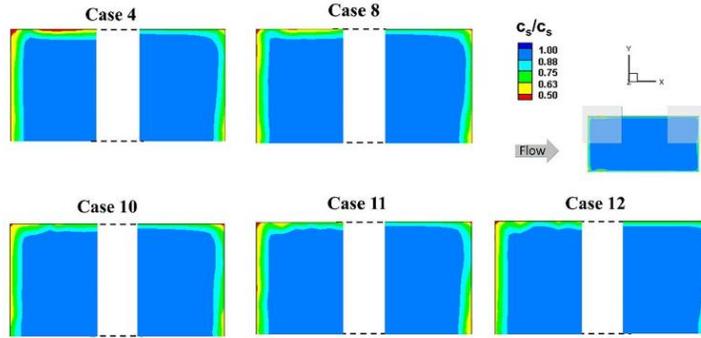


Figure 16. Contours of mass concentration plane x - y in the middle of the solid body, $S_3/D=0.5$, $t=20$ (D/U_0).

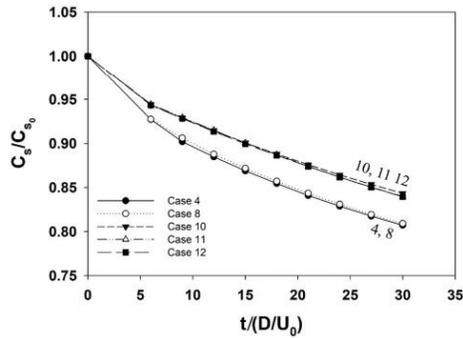


Figure 17. Transient-mean moisture inside of solid body, Eq. (18).

heat transfer to low separations ($S_1/D \leq 0.25$) by slight variations in flow patterns. The uniformity temperature on front and back walls are the worst because dimensionless values ($T_{unif}(t)/T_{surf}(t) \geq 0.005$) are the highest in comparison with the other streamwise distances ($S_1/D \geq 0.5$). On lateral walls, the dimensionless uniformity temperature is higher than 0.011, which presents less homogeneous heating than cases at spanwise distances of 0.75. The cases at streamwise distances higher than 0.25 and spanwise separations less than 0.75 ($S_{2-3}/D \leq 0.5$) present a better uniformity temperature than last case ($T_{unif}(t)/T_{surf}(t) < 0.005$ for front and back walls, and $T_{unif}(t)/T_{surf}(t) < 0.015$ for lateral walls). Finally, the best heating (cases 10–12) is obtained at spanwise separations of 0.75 and streamwise distances higher than 0.25. The front, back, and lateral walls show the best dimensionless uniformity temperature because they are the lowest values ($T_{unif}(t)/T_{surf}(t) < 0.004$ for front and back walls, and $T_{unif}(t)/T_{surf}(t) < 0.01$ for lateral walls). Therefore,

potato drying should be conducted at streamwise separations higher than 0.25 ($S_1/D > 0.25$) and spanwise separations of 0.75 ($S_{2-3}/D = 0.75$) because food properties can be controlled.

Temperature contours in the middle of the solid body (x - y plane) for three dimensionless times (10, 20, and 30) are shown in Figure 15. The contours present an elliptical shape as other authors' results in previous numerical studies (Hussain and Dincer^[2]). Predictions show that the solid body's hottest zones are located in the corners (the lightest color), which indicates that dehydration begins in these zones. Contours show high differences in the temperature inside the potato cuboid for small streamwise distances ($S_1/D = 0.25$), which confirms that streamwise distance is the parameter that most affects heat transfer. On the other hand, differences in temperatures for high spanwise distances ($S_{2-3}/D = 0.75$) and streamwise distances higher than 0.25 are minor because the heating is uniform. This phenomenon happens despite heat transfer that does not benefit from the turbulent intensity increase (see Figure 11).

6.3. Transient mass transfer

The transient mass transfer study focuses on the best uniformity temperature cases (10–12) and two reference cases (4 and 8), as discussed in §5.2. These five cases are presented, and the moisture concentration contours inside the solid body are shown in Figure 16. Predictions show that mass transfer by diffusion is slower than heat conduction inside the food, which agrees with Defraeye and Radu^[16] by comparing temperature and moisture concentration contours. This effect happens during the constant drying period, which is controlled by diffusion of the stream through the interface air–solid. The surface loses moisture at

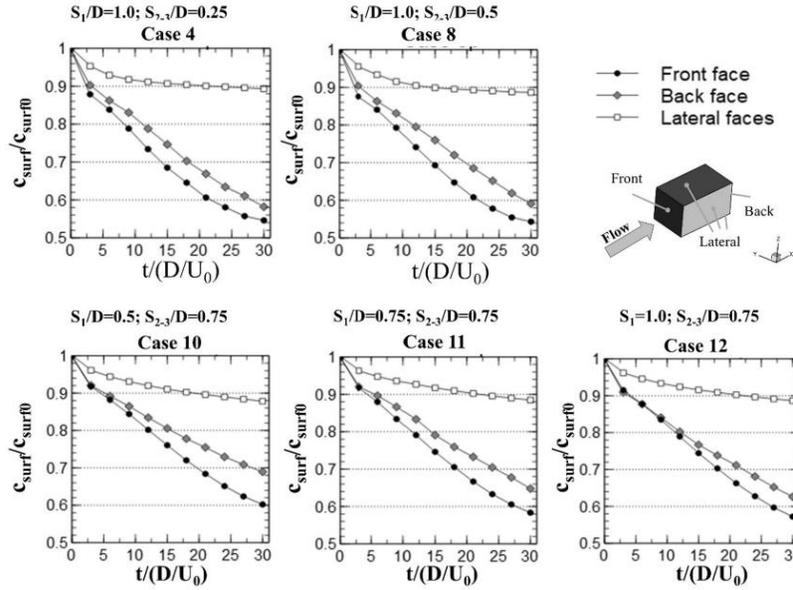


Figure 18. Bulk-mean wall surface moisture on the six body faces, Eq. (17).

the beginning of the process until the surface water activity value is stabilized. Then moisture is replaced by water transported from inside of the solid body. The numerical model represents the phenomenon by the diffusion of moisture content as a function of the temperature obtained from the heat transfer equation, and the surface water activity, which drives the mass transfer from the body surface to air.

Figure 16 shows strong gradients of moisture concentration near the surfaces because it falls very fast to high concentration inside the food. The lowest moisture concentration is found on the corners of the front face and some edges (4 and 8 cases). Values fall to approximately 0.56, as shown in the close-up. The front face is related to higher heat transfer, where high temperatures benefit the evaporation rate and the moisture concentration decreases. In the case of the lowest spanwise distance ($S_{2-3}/D=0.25$), the turbulent activity increases around the body (see Figure 11), and a zone of low moisture concentration is formed on the side faces (elliptical marks). As spanwise distance increases, the sides' moisture concentration tends to flatten as the other cases' shapes observed. The temperature strongly influences the beginning of the drying process, and the evaporation rate is fast. However, the drying process tends to be slow because mass diffusion is slower than

temperature diffusion. In the back face (marked with rounded rectangles), a nonuniform moisture contour is observed by the effect of the wake behind the body, which is directly related to the streamwise distance (S_1/D).

The bulk-mean moisture concentration (c_s) inside of the solid body is calculated in a similar way as Eq. (6), according to the following equation:

$$c_s = \frac{1}{TotalVolum_s} \int c(x,t) dV_s \quad (18)$$

where $c(x,t)$ is the instantaneous local moisture concentration.

Figure 17 shows the dimensionless bulk-mean moisture concentration in the solid body at different dimensionless times (0–30). Bulk drying presents small differences for cases at spanwise distances less than 0.75 (4 and 8) and spanwise distances of 0.75 (cases 10–12). Dimensionless bulk-mean moisture concentration at $S_{2-3}/D \leq 0.5$ ($c_s/c_{s,0}=0.964$) is less than $S_{2-3}/D=0.75$ ($c_s/c_{s,0}$ slightly higher than 0.97). The mass transfer cases at $S_{2-3} \leq 0.5$ are apparently better than $S_{2-3}/D=0.75$ cases, but the results do not consider the uniformity of moisture concentration, which controls food drying.

An analysis of the bulk-mean moisture concentration is performed over potato cuboid surfaces

similarly to Eq. (16). The dimensionless mean moisture concentration on walls (c_{surf}/c_{surf0}) parameter is shown in Figure 18 at different dimensionless times (0–30). Results show that the moisture concentration in the front face decreases more rapidly in all cases, consistent with high-temperature increases, as shown in Figure 12. The mass transfer is strongly influenced by streamwise distance (S_1/D) because $S_1/D=1.0$ (cases 4, 8, and 12) presents the lowest dimensionless moisture concentration in the front and back faces (0.54–0.62). In contrast, streamwise distances $S_1/D \leq 0.75$ (cases 10 and 11) exhibit the highest values (0.58–0.68), representing poor drying. The lateral faces show a similar mean moisture concentration parameter of about 0.88–0.9 for all cases, where the best case is for a spanwise distance of $S_{2-3}/D=0.75$ (cases 10–12). Therefore, the best drying performance is at a streamwise distance of $S_1/D=1.0$ and spanwise distance $S_{2-3}/D=0.75$ (case 12).

7. Conclusions

The LES code can be used for other vegetables because only the diffusion coefficients change, and air hydrodynamics only depends on its geometry. Numerical results show that high turbulent zones promote heat and mass transfer, but drying is not developed uniformly around the shape. The effect of body spacing on heat and mass transfer in an inline array during the first drying period shows that the flow patterns strongly influence the drying rate. The streamwise separation (S_1/D) influences the flow behavior at the back wall of the potato cuboid. Low streamwise distances ($S_1/D=0.25$) are not recommended because they cause the formation of a quasi-stationary wake that blocks the movement of external flow, and the heat transfer performance is sensible and unpredictable. Furthermore, the bulk-mean temperature on the surfaces presents high fluctuations, which means the surfaces did not warm uniformly due to the effect of the quasi-stationary wake. High streamwise distances ($S_1/D > 0.25$) are recommended because the heating is better and more uniform. The spanwise distance (S_{2-3}/D) influences the size and intensity of the recirculations created both in the front vertices and at the back of the body. Low spanwise distance ($S_{2-3}/D=0.25$) promotes high turbulence zones around the solid body, increasing the heat and mass transfer rate, but the drying is nonuniform. The increase of spanwise distance benefits the heat and mass transfer in the lateral walls, contributing to homogenous drying.

Acknowledgments

We appreciate the support given to this research by Instituto de Ingeniería de UNAM. Computation was carried out at the Tonatiuh-Cluster (Instituto de Ingeniería, UNAM). The authors thank Fernando Maldonado, the Tonatiuh-Cluster manager, and his team, ASUL. Also, the authors appreciate the financial support provided by the National Autonomous University of Mexico, DGAPA-PAPIIT TA100117, and grants provided by the National Council of Science and Technology of Mexico (CONACYT).

Disclosure statement

No potential conflict of interest was reported by the authors.

References

- [1] Islam, R.; Ho, J. C.; Mujumdar, A. S. Convective Drying with Time-Varying Heat Input: Simulation Results. *Dry. Technol.* **2003**, *21*, 1333–1356. DOI: 10.1081/DRT-120023187.
- [2] Hussain, M. M.; Dincer, I. Numerical Simulation of Two-Dimensional Heat and Moisture Transfer during Drying of a Rectangular Object. *Numer. Heat Transfer A: Appl.* **2003**, *43*, 867–878. DOI: 10.1080/713838150.
- [3] Franco do Carmo, J. E.; Barbosa de Lima, A. G. Drying of Lentil Including Shrinkage: A Numerical Simulation. *Dry. Technol.* **2005**, *23*, 1977–1992. DOI: 10.1080/07373930500210424.
- [4] Lemus-Mondaca, R. A.; Zambra, C. E.; Vega-Gálvez, A.; Moraga, N. O. Coupled 3D Heat and Mass Transfer Model for Numerical Analysis of Drying Process in Papaya Slices. *J. Food Eng.* **2013**, *116*, 109–117. DOI: 10.1016/j.jfoodeng.2012.10.050.
- [5] Musielak, G.; Śliwa, T. Modeling and Numerical Simulation of Clays Cracking during Drying. *Dry. Technol.* **2015**, *33*, 1758–1767. DOI: 10.1080/07373937.2015.1036287.
- [6] Ju, H.-Y.; Law, C.-L.; Fang, X.-M.; Xiao, H.-W.; Liu, Y.-H.; Gao, Z.-J. Drying Kinetics and Evolution of the Sample's Core Temperature and Moisture Distribution of Yam Slices (*Dioscorea Alata* L.) during Convective Hot-Air Drying. *Dry. Technol.* **2016**, *34*, 1297–1306. DOI: 10.1080/07373937.2015.1105814.
- [7] Khan, M. I. H.; Welsh, Z.; Gu, Y.; Karim, M. A.; Bhandari, B. Modelling of Simultaneous Heat and Mass Transfer Considering the Spatial Distribution of Air Velocity during Intermittent Microwave Convective Drying. *Int. J. Heat Mass Transf.* **2020**, *153*, 119668. DOI: 10.1016/j.ijheatmasstransfer.2020.119668.
- [8] Ju, H.-Y.; Vidyarthi, S. K.; Karim, M. A.; Yu, X.-L.; Zhang, W.-P.; Xiao, H.-W. Drying Quality and Energy Consumption Efficient Improvements in Hot Air Drying of Papaya Slices by Step-down Relative Humidity Based on Heat and Mass Transfer Characteristics and 3D Simulation. *Dry. Technol.* **2022**, 1–17. DOI: 10.1080/07373937.2022.2099416.
- [9] Tzempelikos, D. A.; Mitrakos, D.; Vouros, A. P.; Bardakas, A. V.; Filios, A. E.; Margaris, D. P.

- Numerical Modeling of Heat and Mass Transfer during Forced Convective Drying of Cylindrical Quince Slices. *J. Food Eng.* **2015**, *156*, 10–21. DOI: 10.1016/j.jfoodeng.2015.01.017.
- [10] Kaya, A.; Aydin, O.; Dincer, I. Numerical Modeling of Forced-Convection Drying of Cylindrical Moist Objects. *Numer. Heat Transfer A: Appl.* **2007**, *51*, 843–854. DOI: 10.1080/10407780601112753.
- [11] Sabarez, H. T. Computational Modelling of the Transport Phenomena Occurring during Convective Drying of Prunes. *J. Food Eng.* **2012**, *111*, 279–288. DOI: 10.1016/j.jfoodeng.2012.02.021.
- [12] Chandramohan, V. P. Experimental Analysis and Simultaneous Heat and Moisture Transfer with Coupled CFD Model for Convective Drying of Moist Object. *Int. J. Comput. Methods Eng. Sci. Mech.* **2016**, *17*, 59–71. DOI: 10.1080/15502287.2016.1147506.
- [13] Ateeque, M.; Mishra, R. K.; Chandramohan, V. P.; Talukdar, P.; Udayraj. Numerical Modeling of Convective Drying of Food with Spatially Dependent Transfer Coefficient in a Turbulent Flow Field. *Int. J. Therm. Sci.* **2014**, *78*, 145–157. DOI: 10.1016/j.ijthermalsci.2013.12.003.
- [14] Datta, A. K. Porous Media Approaches to Studying Simultaneous Heat and Mass Transfer in Food Processes. I: Problem Formulations. *J. Food Eng.* **2007**, *80*, 80–95. DOI: 10.1016/j.jfoodeng.2006.05.013.
- [15] Curcio, S. A Multiphase Model to Analyze Transport Phenomena in Food Drying Processes. *Dry. Technol.* **2010**, *28*, 773–785. DOI: 10.1080/07373937.2010.482697.
- [16] Defraeye, T.; Radu, A. Convective Drying of Fruit: A Deeper Look at the Air-Material Interface by Conjugate Modeling. *Int. J. Heat Mass Transf.* **2017**, *108*, 1610–1622. DOI: 10.1016/j.ijheatmasstransfer.2017.01.002.
- [17] Erriguible, A.; Bernada, P.; Couture, F.; Roques, M.-A. Modeling of Heat and Mass Transfer at the Boundary Between a Porous Medium and its Surroundings. *Dry. Technol.* **2005**, *23*, 455–472. DOI: 10.1081/DRT-200054119.
- [18] Betchen, L.; Straatman, A. G.; Thompson, B. E. A Nonequilibrium Finite-Volume Model for Conjugate Fluid/Porous/Solid Domains. *Numer. Heat Transfer A: Appl.* **2006**, *49*, 543–565. DOI: 10.1080/10407780500430967.
- [19] Zhu, Y.; Wang, P.; Sun, D.; Zhiguo Qu, Z.; Yu, B. Multiphase Porous Media Model with Thermo-Hydro and Mechanical Bidirectional Coupling for Food Convective Drying. *Int. J. Heat Mass Transf.* **2021**, *175*, 121356. DOI: 10.1016/j.ijheatmasstransfer.2021.121356.
- [20] Selimefendigil, F.; Özcan, S.; Hakan, Ç. Convective Drying of a Moist Porous Object under the Effects of a Rotating Cylinder in a Channel. *J. Therm. Anal. Calorim.* **2020**, *141*, 1569–1590. DOI: 10.1007/s10973-019-09140-5.
- [21] Lamnatou, C.; Papanicolaou, E.; Belessiotis, V.; Kyriakis, N. Numerical Study of the Interaction among a Pair of Blunt Plates Subject to Convective Drying – A Conjugate Approach. *Int. J. Therm. Sci.* **2010**, *49*, 2467–2482. DOI: 10.1016/j.ijthermalsci.2010.06.017.
- [22] Aktaş, M.; Adnan Sözen, A.; Amini, A.; Khanlari, A. Experimental Analysis and CFD Simulation of Infrared Apricot Dryer with Heat Recovery. *Dry. Technol.* **2017**, *35*, 766–783. DOI: 10.1080/07373937.2016.1212871.
- [23] Clausen, J. R. Entropically Damped Form of Artificial Compressibility for Explicit Simulation of Incompressible Flow. *Phys. Rev. E* **2013**, *87*, 1–12. DOI: 10.1103/PhysRevE.87.013309.
- [24] Chorin, A. J. A Numerical Method for Solving Incompressible Viscous Flow Problems. *Comput. Phys.* **1967**, *2*, 12–26. 1967DOI: 10.1016/0021-9991(67)90037-X.
- [25] Gottlieb, B. D.; Turkel, E. Dissipative Two-Four Methods for Time-Dependent Problems. *Math. Comp.* **1976**, *30*, 703–723. DOI: 10.1090/S0025-5718-1976-0443362-6.
- [26] Salinas-Vázquez, M.; de la Lama, M. A.; Vicente, W.; Martínez, E. Large Eddy Simulation of a Flow Through Circular Tube Bundle. *Appl. Math. Modell.* **2011**, *35*, 4393–4406. DOI: 10.1016/j.apm.2011.03.003.
- [27] Salinas-Vázquez, M.; Vicente, W.; Martínez, E.; Barrios, E. Large Eddy Simulation of a Confined Square Cavity with Natural Convection Based on Compressible Flow Equations. *Int. J. Heat Fluid Flow* **2011**, *32*, 876–888. DOI: 10.1016/j.ijheatfluidflow.2011.07.002.
- [28] Martínez, E.; Vicente, W.; Salinas-Vázquez, M.; Carvajal, I.; Alvarez, M. Numerical Simulation of Turbulent Air Flow on a Single Isolated Finned Tube Module with Periodic Boundary Conditions. *Int. J. Therm. Sci.* **2015**, *92*, 58–71. DOI: 10.1016/j.ijthermalsci.2015.01.024.
- [29] Le, H.; Moin, P.; Kim, J. Direct Numerical Simulation of Turbulent Flow Over a Backward-Facing Step. *J. Fluid Mech.* **1997**, *330*, 349–374. DOI: 10.1017/S0022112096003941.
- [30] Khan, M. H.; Sooraj, P.; Sharma, A.; Agrawal, A. Flow around a Cube for Reynolds Numbers Between 500 and 55,000. *Exp. Therm. Fluid Sci.* **2018**, *93*, 257–271. DOI: 10.1016/j.expthermfluidsci.2017.12.013.
- [31] Lyn, D. A.; Einav, S.; Rodi, W.; Park, J.-H. A Laser-Doppler Velocimetry Study of Ensemble-Averaged Characteristics of the Turbulent Near Wake of a Square Cylinder. *J. Fluid Mech.* **1995**, *304*, 285–319. DOI: 10.1017/S0022112095004435.
- [32] Poinsot, T. J.; Lele, S. K. Boundary Conditions for Direct Simulations Compressible Viscous Flows. *Comput. Phys.* **1992**, *101*, 104–129. DOI: 10.1016/0021-9991(92)90046-2.
- [33] Igarashi, T. Heat Transfer from a Square Prism to an Air Stream. *Int. J. Heat Mass Transf.* **1985**, *28*, 175–181. DOI: 10.1016/0017-9310(85)90019-5.

Nomenclature

Variables

a_w	water activity
c	moisture content, $\text{kg}_{\text{H}_2\text{O}}/\text{kg}_{\text{dry solid}}$
$c(x, t)$	instantaneous local moisture $\text{kg}_{\text{H}_2\text{O}}/\text{kg}_{\text{dry solid}}$
D	reference length of cuboid, m
D_m	moisture mass diffusivity, m^2/s
F_i	flux term
$f_i(t), f_T(t)$	body forces
h_{fg}	water heat of vaporization, J/kg
K	turbulent kinetic energy, m^2/s^2
L	reference length, m
N	vector normal to the surface
nx, y, z	number of nodes
N_{surf}	number of resolved points
P	dimensionless pressure
P	atmospheric pressure, Pa
Pr	Prandtl number, (ν/α_a)
Re	Reynolds number, $(U_0 D/\nu)$
S	surface area, m^2
S_l	streamwise distance, m
S_2, S_3	spanwise distance, m
Sc	Schmidt number, (ν/D_a)
S_{ij}	strain rate tensor
S_F	source term vector
t	time, s
T	temperature, K
$T(\bar{x}, t)$	instantaneous local temperature, K
u, v, w	velocity component, m/s (u, v, w)= (u_1, u_2, u_3)
u', v', w'	mean fluctuating component of velocity, m/s
U	vector of solved variables

U	bulk streamwise velocity, m/s
V	volume, m^3
x, y, z	cartesian coordinates (x, y, z) = (x_1, x_2, x_3)
\bar{x}	spatial vector
Y	volumetric concentration

Greek symbols

β	artificial constant of sound
Γ_c	diffusion mass coefficient
Γ_T	diffusion thermal coefficient
δ_{ij}	Kronecker delta function
Δt	time step, s
$\Delta x, y, z$	grid size in spatial directions
$\vartheta(\bar{x})$	marker function
P	density, kg/m^3
ϕ	relative humidity
ω	specific humidity, $\text{kg}_{\text{vapor}}/\text{kg}_{\text{dry air}}$
ΔT_{a-s}	transient temperature difference

Subscripts

A	air
$bulk$	bulk-mean
BC	body surface
i	spatial direction $i=1, 2, 3$
g	gas phase
S	solid body
$surf$	bulk-mean wall/surface
$unif$	uniformity
V	partial vapor
ωa	humid air
0	initial
$1, 2, 3$	spatial direction, $1, 2, 3=x, y, z$

BIBLIOGRAFÍA

Ahmed, J. (2011) 'Drying of vegetables: principles and dryer design', in Sinha, N. K. (ed.) *Handbook of vegetables and vegetable processing*. 1a edn. Blackwell Publishing Ltd, pp. 279–298. doi: 10.1002/9780470958346.

Antoine, C. (1888) 'Tensions des vapeurs: nouvelle relation entre les tensions et les temperatures', *C. R. Seances Acad. Sci.*, 107, pp. 681–684.

Argyropoulos, C. D. and Markatos, N. C. (2015) 'Recent advances on the numerical modelling of turbulent flows. Applied Mathematical Modelling, 39(2), pp.693-732.', 39, pp. 693–732. doi: 10.1016/j.apm.2014.07.001.

Ateeque, M. *et al.* (2014) 'Numerical modeling of convective drying of food with spatially dependent transfer coefficient in a turbulent flow field', *International Journal of Thermal Sciences*. doi: 10.1016/j.ijthermalsci.2013.12.003.

Barbosa-Cánovas, G. Anthony, J. *et al.* (2007) *Water Activity in Foods: Fundamentals and Applications*. IFT Press Series. John Wiley & Sons. doi: 10.1002/9780470376454.

Van der Berg, C. and Bruin, S. (1981) 'Water activity and its estimation in food systems: theoretical aspects', in Rockland, L. B. and Stewart, G. F. (eds) *Water activity: Influences on food quality*. New York: Academic Press, pp. 2–61. doi: 10.1016/C2013-0-07552-4.

Berk, Z. (2009) 'Dehydration', in *Food Process Engineering and Technology*. Academic Press, pp. 459–510. doi: 10.1016/B978-0-12-373660-4.00022-3.

Betchen, L. *et al.* (2007) 'Numerical Heat Transfer , Part A : Applications A Nonequilibrium Finite-Volume Model for Conjugate Fluid / Porous / Solid Domains', M. doi: 10.1080/10407780500430967.

De Bonis, M. V. and Ruocco, G. (2008) 'A generalized conjugate model for forced convection drying based on an evaporative kinetics', *Journal of Food Engineering*, 89(2), pp. 232–240. doi: 10.1016/j.jfoodeng.2008.05.008.

Brunauer, S., Emmett, P. H. and Teller, E. (1938) 'Adsorption of Gases in Multimolecular Layers', *Journal of the American Chemical Society*, 60(2), pp. 309–319. doi: 10.1021/ja01269a023.

Castro, A. M., Mayorga, E. Y. and Moreno, F. L. (2018) 'Mathematical modelling of convective drying of fruits: A review', *Journal of Food Engineering*. Elsevier Ltd, 223, pp. 152–167. doi: 10.1016/j.jfoodeng.2017.12.012.

Cengel, Y. A. (2011) *Transferencia de calor y masa: fundamentos y aplicaciones*. 4ta edn. McGraw-Hill, Interamericana editores.

Chandra Mohan, V. P. and Talukdar, P. (2010) 'Three dimensional numerical modeling of simultaneous heat and moisture transfer in a moist object subjected to convective drying', *International Journal of Heat and Mass Transfer*. doi: 10.1016/j.ijheatmasstransfer.2010.06.029.

Chandramohan, V. P. (2016a) 'Experimental Analysis and Simultaneous Heat and Moisture Transfer with Coupled CFD Model for Convective Drying of Moist Object',

BIBLIOGRAFÍA

International Journal of Computational Methods in Engineering Science and Mechanics, 17(1), pp. 59–71. doi: 10.1080/15502287.2016.1147506.

Chandramohan, V. P. (2016b) 'Numerical Prediction and Analysis of Surface Transfer Coefficients on Moist Object during Heat and Mass Transfer Application', *Heat Transfer Engineering*. doi: 10.1080/01457632.2015.1042341.

Chorin, A. J. (1967) 'A numerical method for solving incompressible viscous flow problems', *Journal of Computational Physics*, 2(1), pp. 12–26. doi: 10.1016/0021-9991(67)90037-X.

Clausen, J. R. (2013) 'Entropically damped form of artificial compressibility for explicit simulation of incompressible flow', *Physical Review E - Statistical, Nonlinear, and Soft Matter Physics*, 87(1), pp. 1–12. doi: 10.1103/PhysRevE.87.013309.

Crapiste, G. H., Whitaker, S. and Rotstein, E. (1988) 'Drying of cellular material-I. A mass transfer theory', *Chemical Engineering Science*, 43(11), pp. 2919–2928. doi: 10.1016/0009-2509(88)80045-9.

Curcio, S. *et al.* (2008) 'Simulation of food drying: FEM analysis and experimental validation', 87, pp. 541–553. doi: 10.1016/j.jfoodeng.2008.01.016.

David, E. (1993) *Modelisation of compressible and hypersonic flows: An instationary approach*. Grenoble Institute of Technology.

Defraeye, T. and Radu, A. (2017) 'Convective drying of fruit: A deeper look at the air-material interface by conjugate modeling', *International Journal of Heat and Mass Transfer*. doi: 10.1016/j.ijheatmasstransfer.2017.01.002.

Dorfman, A. and Renner, Z. (2009) 'Conjugate problems in convective heat transfer: Review', *Mathematical Problems in Engineering*, 3. doi: 10.1155/2009/927350.

Fletcher, C. A. J. (2006) *Computational Techniques for Fluid Dynamics 1*. 2nd edn. Springer-Verlag Berlin Heidelberg. doi: 10.1007/978-3-642-58229-5.

Ganser, G. H. (1993) 'A rational approach to drag prediction of spherical and nonspherical particles', *Powder Technology*, 77(2), pp. 143–152. doi: 10.1016/0032-5910(93)80051-B.

Geankopolis, C. J. (2006) *Procesos de Transporte y operaciones unitarias*. 4th edn. Patria.

Gottlieb, B. D. and Turkel, E. (1976) 'Dissipative Two-Four Methods for Time-Dependent Problems', *Mathematics of Computation*, 30(136), pp. 703–723. doi: 10.2307/2005392.

Haider, A. and Levenspiel, O. (1989) 'Drag coefficient and terminal velocity of spherical and nonspherical particles', *Powder Technology*. doi: 10.1016/0032-5910(89)80008-7.

Halsey, G. (1948) 'Physical adsorption on non-uniform surfaces', *The Journal of Chemical Physics*, 16(10), pp. 931–937. doi: 10.1063/1.1746689.

Henderson, S. M. (1952) 'A basic concept of equilibrium moisture', *Agricultural Engineering*, 33, pp. 29–32.

Holdsworth, S. D. (1971) 'Dehydration of food products A review', *International Journal of Food Science & Technology*, 6(4), pp. 331–370. doi: 10.1111/j.1365-2621.1971.tb01623.x.

Hölzer, A. and Sommerfeld, M. (2008) 'New simple correlation formula for the drag

BIBLIOGRAFÍA

coefficient of non-spherical particles', *Powder Technology*. doi: 10.1016/j.powtec.2007.08.021.

Hussain, M. M. and Dincer, I. (2003) 'Numerical simulation of two-dimensional heat and moisture transfer during drying of a rectangular object', *Numerical Heat Transfer; Part A: Applications*, 43(8), pp. 867–878. doi: 10.1080/713838150.

Islam, R., Ho, J. C. and Mujumdar, A. S. (2007) 'Drying Technology: An International Journal Convective Drying with Time-Varying Heat Input: Simulation Results Convective Drying with Time-Varying Heat Input: Simulation Results', (December 2014), pp. 37–41. doi: 10.1081/DRT-120023187.

Jamaledine, T. J. and Ray, M. B. (2010) 'Application of Computational Fluid Dynamics for Simulation of Drying Processes: A Review', *Drying Technology*, 28(2), pp. 120–154. doi: 10.1080/07373930903517458.

Jiang, X. and Lai, C.-H. (2009) *Numerical Techniques for Direct and Large-Eddy Simulations*. 1 st. doi: 10.1201/9781420075793.

Joshi, Y. and Nakayama, W. (2003) 'Handbook of Heat Transfer', in *Forced Convection: External Flows*. Wiley & Sons.

Karathanos, V. T. and Belessiotis, V. G. (1996) 'Development of Porous Structure during Air Drying of Agricultural Plant Products', *Journal of Food Engineering*, 29, pp. 167–183.

Kaya, A., Aydin, O. and Dincer, I. (2006) 'Numerical modeling of heat and mass transfer during forced convection drying of rectangular moist objects', *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 49(17–18), pp. 3094–3103. doi: 10.1016/j.ijheatmasstransfer.2006.01.043.

Kaya, A., Aydin, O. and Dincer, I. (2007) 'Numerical modeling of forced-convection drying of cylindrical moist objects', *Numerical Heat Transfer; Part A: Applications*, 51(9), pp. 843–854. doi: 10.1080/10407780601112753.

Kaymak-Ertekin, F. and Gedik, A. (2004) 'Sorption isotherms and isosteric heat of sorption for grapes, apricots, apples and potatoes', *LWT - Food Science and Technology*, 37(4), pp. 429–438. doi: 10.1016/j.lwt.2003.10.012.

Khan, F. A. and Straatman, A. G. (2016) 'A conjugate fluid-porous approach to convective heat and mass transfer with application to produce drying', *Journal of Food Engineering*, 179. doi: 10.1016/j.jfoodeng.2016.01.029.

Khan, M. H. *et al.* (2018) 'Flow around a cube for Reynolds numbers between 500 and 55,000', *Experimental Thermal and Fluid Science*. Elsevier, 93(December 2017), pp. 257–271. doi: 10.1016/j.expthermflusci.2017.12.013.

Kim, D., Son, G. and Kim, S. (2016) 'Numerical analysis of convective drying of a moist object with combined internal and external heat and mass transfer', *Journal of Mechanical Science and Technology*, 30(2). doi: 10.1007/s12206-016-0128-3.

Kiranoudis, C. T. (1993) 'Equilibrium Moisture Content and Heat of Desorption of Some Vegetables', 20, pp. 55–74.

Kurnia, J. C. *et al.* (2013) 'Energy-efficient thermal drying using impinging-jets with time-varying heat input - A computational study', *Journal of Food Engineering*, 114(2), pp. 269–277. doi: 10.1016/j.jfoodeng.2012.08.029.

BIBLIOGRAFÍA

Lamnatou, C., Papanicolaou, E., *et al.* (2010) 'Finite-volume modelling of heat and mass transfer during convective drying of porous bodies - Non-conjugate and conjugate formulations involving the aerodynamic effects', *Renewable Energy*, 35(7), pp. 1391–1402. doi: 10.1016/j.renene.2009.11.008.

Lamnatou, C., Papanicolaou, E., *et al.* (2010) 'Numerical study of the interaction among a pair of blunt plates subject to convective drying -A conjugate approach', *International Journal of Thermal Sciences*, 49, pp. 2467–2482. doi: 10.1016/j.ijthermalsci.2010.06.017.

Le, H., Moin, P. and Kim, J. (1997) 'Direct numerical simulation of turbulent flow over a backward-facing step', *Journal of Fluid Mechanics*, 330, pp. 349–374. doi: 10.1017/S0022112096003941.

Lehmann, G. L. and Wirtz, R. A. (1988) 'Effect of variations in Streamwise Spacing and Length on convection from Surface-Mounted Rectangular Components', *Heat Transfer Engineering*, 9(3), pp. 66–75. doi: 10.1080/01457638808939672.

Lemus-Mondaca, R. A., Vega-Gálvez, A. and Moraga, N. O. (2011) 'Computational Simulation and Developments Applied to Food Thermal Processing', *Food Engineering Reviews*, 3(3–4), pp. 121–135. doi: 10.1007/s12393-011-9040-x.

Lyn, D. A. *et al.* (1995) 'A Laser-Doppler Velocimetry Study of Ensemble-averaged Characteristics of the Turbulent Near Wake of a Square Cylinder', *Journal of Fluid Mechanics*, 304, pp. 285–319. doi: 10.1017/S0022112095004435.

Malekjani, N. and Jafari, S. M. (2018) 'Simulation of food drying processes by Computational Fluid Dynamics (CFD); recent advances and approaches', *Trends in Food Science and Technology*. doi: 10.1016/j.tifs.2018.06.006.

Mathioulakis, E., Karathanos, V. T. and Belessiotis, V. G. (1998) 'Simulation of air movement in a dryer by computational fluid dynamics: Application for the drying of fruits', *Journal of Food Engineering*, 36(2), pp. 183–200. doi: 10.1016/S0260-8774(98)00026-0.

Mayor, L. and Sereno, A. M. (2004) 'Modelling shrinkage during convective drying of food materials: A review', *Journal of Food Engineering*, 61(3), pp. 373–386. doi: 10.1016/S0260-8774(03)00144-4.

McMinn, W. A. M. and Magee, T. R. A. (1999) 'Principles, methods and applications of the convective drying of foodstuffs', *Food and Bioproducts Processing: Transactions of the Institution of Chemical Engineers, Part C*, 77(3), pp. 175–193. doi: 10.1205/096030899532466.

Meinders, E. R. and Hanjalí, K. (2001) 'Experimental study of the convective heat transfer from in-line and staggered configurations of two wall-mounted cubes', *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 45(3). doi: 10.1016/S0017-9310(01)00180-6.

Moraga, N. O. and Barraza, G. (2002) 'Predicting heat conduction during solidification of a food inside a freezer due to natural convection', 56, pp. 17–26.

Mujumdar, A. S. (2007) 'Principles, Classification, and Selection of Dryers', in *Handbook of Industrial Drying*. 3rd edn. Boca Raton: CRC Press, p. 1312. doi: 10.1201/9781420017618.

Norton, T., Tiwari, B. and Sun, D. W. (2013) 'Computational Fluid Dynamics in the Design and Analysis of Thermal Processes: A Review of Recent Advances', *Critical Reviews in Food Science and Nutrition*, 53(3), pp. 251–275. doi: 10.1080/10408398.2010.518256.

BIBLIOGRAFÍA

Oliveira, L. S. and Haghghi, K. (1998) 'Conjugate heat and mass transfer in convective drying of porous media', *Numerical Heat Transfer; Part A: Applications*, 7782, pp. 105–117. doi: 10.1080/10407789808913980.

Oswin, C. R. (1946) 'The kinetics of package life. III. The isotherm', *Journal of the Society of Chemical Industry*, 65(12), pp. 419–421. doi: 10.1002/jctb.5000651216.

Poinsot, T. J. and Lele, S. K. (1992) 'Boundary conditions for direct simulations of compressible viscous flows', *Journal of Computational Physics*, 101(1), pp. 104–129. doi: 10.1016/0021-9991(92)90046-2.

Ramachandran, R. P. *et al.* (2018) 'Computational Fluid Dynamics in Drying Process Modelling—a Technical Review', *Food and Bioprocess Technology*. Springer New York LLC, pp. 271–292. doi: 10.1007/s11947-017-2040-y.

Ratti, C. (1994) 'Shrinkage during drying of foodstuffs', *Journal of Food Engineering*, 23(1), pp. 91–105. doi: 10.1016/0260-8774(94)90125-2.

Safefood 360 (2014) *Water Activity (aw) in Foods*. Available at: https://safefood360.com/wp-content/uploads/2022/03/Water_Activity_In_Foods.pdf.

Salinas-Vazquez, M. *et al.* (2014) 'Numerical analysis of the drag force of the flow in a square cylinder with a flat plate in front', *Revista Mexicana de Física*, 60(2). Available at: http://www.scielo.org.mx/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0035-001X2014000200001&lng=es&nrm=iso.

Salinas-Vázquez, M. *et al.* (2007) 'Simulación de la turbulencia de un flujo que pasa alrededor de un cilindro de sección cuadrada a partir de la utilización de la simulación de grandes escalas y de fronteras inmersas', *Revista Mexicana de Física*, 53(6), pp. 461–469. Available at: http://www.scielo.org.mx/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0035-001X2007000600006&lng=es&nrm=iso.

Salinas-Vázquez, M. *et al.* (2010) 'Large Eddy Simulation of a jet flow with a suction/ejection system using immersed boundary conditions', *Journal of Wind Engineering and Industrial Aerodynamics*. doi: 10.1016/j.jweia.2010.06.003.

Salinas-Vázquez, M. *et al.* (2011) 'Large Eddy Simulation of a flow through circular tube bundle', *Applied Mathematical Modelling*. doi: 10.1016/j.apm.2011.03.003.

Salinas-Vázquez, M. and Métais, O. (2002) 'Large-eddy simulation of the turbulent flow through a heated square duct', *Journal of Fluid Mechanics*, 453, pp. 201–238. doi: 10.1017/S0022112001006887.

Srikiatden, J. and Roberts, J. S. (2007) 'Moisture transfer in solid food materials: A review of mechanisms, models, and measurements', *International Journal of Food Properties*, 10(4), pp. 739–777. doi: 10.1080/10942910601161672.

Staudt, P. B. *et al.* (2013) 'A new method for predicting sorption isotherms at different temperatures: Extension to the GAB model', *Journal of Food Engineering*. Elsevier Ltd, 118(3), pp. 247–255. doi: 10.1016/j.jfoodeng.2013.04.013.

Tennekes, H. and Lumley, J. L. (1972) *A first course in turbulence*.

Tzempelikos, D. A. *et al.* (2015) 'Numerical modeling of heat and mass transfer during convective drying of cylindrical quince slices', *Journal of Food Engineering*, 156, pp. 10–21. doi: 10.1016/j.jfoodeng.2015.01.017.

BIBLIOGRAFÍA

Zhang, J. and Datta, A. K. (2004) 'Some Considerations in Modeling of Moisture Transport in Heating of Hygroscopic Materials', *Drying Technology*, 22(8), pp. 1983–2008. doi: 10.1081/DRT-200032740.

Zhang, W. P. *et al.* (2022) 'The influence mechanism and control strategy of relative humidity on hot air drying of fruits and vegetables: a review', *Drying Technology*. Taylor & Francis, 40(11), pp. 2217–2234. doi: 10.1080/07373937.2021.1943669.